

Grado Universitario de Ingeniería Mecánica
2016-2017

Trabajo Fin de Grado

“ANÁLISIS DE GASIFICACIÓN DE LA CENTRAL DE PUERTO LLANO”

David Escarda Amo

Tutor

Sergio Sánchez Delgado

Madrid 21 de Junio de 2017

RESUMEN

A lo largo de la historia, el hombre ha necesitado el uso de energías para mover mecanismos que las transformaran en trabajo. Durante muchos siglos, la madera, y posteriormente el carbón, constituyeron las principales fuentes de energía. Desde el siglo XIX hasta nuestros días, los combustibles fósiles se constituyeron en la fuente de energía primaria, dentro del sistema energético mundial. Desde finales del siglo XX, estas fuentes de energía primaria comenzaron a ser cuestionadas, entre otras razones, por los nocivos efectos medioambientales. Hoy en día, se están buscando fuentes alternativas que no sean tan nocivas para el medio ambiente y, a ser posible, que sean inagotables. Estas fuentes se identifican como **fuentes de energía renovables**. Se basan, principalmente, en las energías hidráulica, eólica, y solar. Recientemente se ha incorporado el uso de biomasa como fuente renovable. En la última década, la gasificación está cobrando especial interés en el ámbito de la generación de energía. Mediante la gasificación de combustibles fósiles, como el carbón o el coque de petróleo, se puede obtener un combustible gaseoso, que a la hora de quemarlo es mucho más limpio. El potencial de la gasificación reside en que cualquier material orgánico puede someterse a este proceso.

En este trabajo se evalúa la viabilidad de emplear el cardo como sustituto del combustible fósil que se usa en las centrales termoeléctricas. El análisis se ha basado en los datos que se tienen de la central de ELCOGAS. Esta central ha sido pionera en desarrollar la tecnología de la gasificación. Se llega a la conclusión de que la sustitución de cardo por el total de la mezcla de combustible de carbón y coque de petróleo es inviable, mientras que, bajo ciertas condiciones, la co-gasificación de cardo y carbón, y la gasificación de cardo con apoyo de gas natural, podrían ser viables económicamente.

Palabras clave: Combustibles, gasificación, biomasa, ELCOGAS

ABSTRACT

Throughout history, man has needed the use of energies to move mechanisms that transform them into work. For many centuries, wood, and later coal, were the main sources of energy. From the 19th century to the present, fossil fuels were the primary energy sources within the global energy system. Since the end of the 20th century, these primary energy sources began to be questioned, among other reasons, due to the harmful environmental effects. Nowadays, scientists are looking for alternative sources that are not so harmful to the environment and, if possible, that they are everlasting. These sources are identified as **renewable energy sources**. They are mainly based on hydraulic, wind, and solar energies. Recently, the use of biomass as a renewable source has been incorporated. Along the last decade, gasification is gaining special interest in the field of energy generation. By gasification of fossil fuels, such as coal or petroleum coke, a gaseous fuel can be obtained, which, at the time of burning, is much cleaner. The potential of gasification lies in the fact that any organic material can undergo this process.

This work evaluates the feasibility of replacing the fossil fuels used in thermoelectric plants with thistle. The analysis was based on data from the ELCOGAS plant. This plant has been a pioneer in developing gasification technology. It is concluded that the replacement of thistle by the total fuel mixture of coal and petroleum coke is not feasible, while, under certain conditions, thistle and coal co-gasification, and thistle gasification with support of natural gas, could be economically viable.

Keywords: Fuels, gasification, biomass, ELCOGAS

ÍNDICE DE CONTENIDO

1	OBJETIVO.....	1
1.1	Estructura del documento.....	1
1.2	Conclusiones.....	1
2	ESTADO DEL ARTE.....	2
3	INTRODUCCIÓN A LA GASIFICACIÓN.....	4
3.1	Antecedentes.....	4
3.2	La central de Puertollano.....	5
3.3	Gasificación integrada en ciclo combinado (GICC).....	5
3.4	Tecnología de gasificación.....	5
3.5	Tecnología de ciclo combinado.....	7
4	LA BIOMASA.....	11
4.1	Formación de la biomasa.....	11
4.2	Propiedades físicas de la biomasa.....	12
4.3	Propiedades de la biomasa relacionadas con la gasificación.....	13
4.3.1	<i>Análisis elemental.....</i>	<i>14</i>
4.3.2	<i>Análisis inmediato.....</i>	<i>15</i>
4.4	Marco regulatorio.....	17
4.5	Productos de la biomasa.....	18
5	PROCESO DE LA GASIFICACIÓN.....	20
5.1	Reacciones del proceso de gasificación.....	21
5.1.1	<i>Parámetros de influencia.....</i>	<i>23</i>
5.2	Tipos de gasificadores.....	25
5.2.1	<i>Lecho fijo y lecho móvil.....</i>	<i>25</i>
5.2.2	<i>Lecho fluidizado.....</i>	<i>28</i>
5.2.3	<i>Lecho arrastrado.....</i>	<i>31</i>

5.3	Gasificadores desarrollados por distintas compañías o instituciones	32
5.3.1	<i>Gasificador Texaco</i>	<i>33</i>
5.3.2	<i>Gasificador CB&I E-Gas.....</i>	<i>34</i>
5.3.3	<i>Gasificador Siemens</i>	<i>35</i>
5.3.4	<i>Gasificador Mitsubishi.....</i>	<i>35</i>
5.3.5	<i>Gasificador ECUST</i>	<i>36</i>
5.3.6	<i>Gasificador EAGLE (Energy Application for Gas, Liquid, and Electricity)..</i>	<i>37</i>
5.3.7	<i>Gasificador PRENFLO.....</i>	<i>37</i>
6	LA CENTRAL DE PUERTO LLANO	38
6.1	Orígenes	38
6.2	Datos generales.....	39
6.3	Cálculos del ciclo combinado	41
6.3.1	<i>Introducción.....</i>	<i>41</i>
6.3.2	<i>Ciclo Brayton.....</i>	<i>42</i>
6.3.3	<i>Ciclo Rankine.....</i>	<i>44</i>
6.3.4	<i>Ciclo combinado.....</i>	<i>49</i>
6.3.5	<i>Conclusiones</i>	<i>50</i>
6.4	Descripción del proceso de gasificación en la central de Puerto Llano	50
6.4.1	<i>Preparación del combustible</i>	<i>50</i>
6.4.2	<i>Gasificación.....</i>	<i>52</i>
6.4.3	<i>Proceso de limpieza del gas</i>	<i>55</i>
6.4.4	<i>Subproductos del proceso de gasificación.....</i>	<i>60</i>
6.4.5	<i>Unidad de fraccionamiento de aire</i>	<i>63</i>
6.5	Viabilidad del empleo de biomasa en la central de Puerto Llano	67
6.5.1	<i>Carbón frente a biomasa.....</i>	<i>67</i>
6.5.2	<i>Diferencias en la composición del carbón y la biomasa</i>	<i>69</i>

6.6	Posibles tipos de biomasa	72
7	ANÁLISIS DE VIABILIDAD.....	73
7.1	Objetivo.....	73
7.2	Selección de biomasa.....	73
7.3	Datos recopilados	75
7.4	Estudio	77
7.4.1	<i>Sustitución de la mezcla de combustible por cardo</i>	<i>77</i>
7.4.2	<i>Posibilidad de co-gasificación</i>	<i>78</i>
7.4.3	<i>Gasificación de cardo con apoyo de gas natural</i>	<i>79</i>
8	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	80
8.1	Sustitución de la mezcla de combustible por cardo	80
8.2	Co-gasificación	83
8.3	Gasificación de Cardo con apoyo de gas natural	84
8.4	Conclusiones	86
9	MARCO REGULATORIO.....	87
9.1	Legislación comunitaria	87
9.2	Legislación nacional.....	88
9.3	Plan de Energías Renovables (PER) 2011-2020	88
10	ANÁLISIS SOCIO-ECONÓMICO	89
10.1	Impacto Socio-Económico	89
10.2	Presupuesto del proyecto.....	89
11	CONCLUSIONES.....	90
12	REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA	91
13	NOTAS.....	95

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Sectores donde se emplea la gasificación.....	6
Figura 2: Producción gas de síntesis.....	7
Figura 3: Reservas de carbón y gas natural	9
Figura 4: Precio carbón EE. UU	9
Figura 5: Precio gas natural EE. UU.....	10
Figura 6: Esquema de ciclo combinado	10
Figura 7: Primera turbina de gas acoplada.....	11
Figura 8: Curva termogravimétrica.....	16
Figura 9: Influencia de la temperatura; P = 30 bares	24
Figura 10: Influencia de la presión; T=1.000°C.....	24
Figura 11: Lecho móvil en contracorriente.....	26
Figura 12: Lurgi dry ash gasifier	27
Figura 13: British Gas/Lurgi or BGL gasifier.....	27
Figura 14: Gasificador de lecho móvil en flujo paralelo (downdraft)	28
Figura 15: Lechos fluidizados en general	29
Figura 16: Gasificador de lecho fluidizado burbujeante.....	30
Figura 17: Gasificador de lecho fluidizado circulante	30
Figura 18: Gasificador de lecho fluidizado turbulento	31
Figura 19: Gasificador de lecho arrastrado	32
Figura 20: Gasificador Texaco.....	33
Figura 21: Gasificador CB&I E.....	34
Figura 22: Gasificador Siemens.....	35
Figura 23: Gasificador Mitsubishi	35
Figura 24: Gasificador ECUSTI	36

Figura 25: Gasificador EAGLE	37
Figura 26: Gasificadores PRENFLO	37
Figura 27: Empresas participantes en ELCOGAS S.A.....	38
Figura 28: Localización de la planta GICC	39
Figura 29: Turbina de gas	40
Figura 30: Distribución de las unidades en la central de Puerto Llano	41
Figura 31: Ciclo Rankine simplificado	44
Figura 32: Sistema distribución de combustible.....	51
Figura 33: Filtro ciclónico	51
Figura 34: Gasificador	52
Figura 35: Paredes del gasificador.....	53
Figura 36: Lock Hopper.....	53
Figura 37: Descripción de los componentes del gasificador	54
Figura 38: Esquema de todo el proceso incluido el de limpieza.....	55
Figura 39: Filtro cerámica.....	57
Figura 40: Dispositivo Venturi	57
Figura 41: Columnas de absorción	59
Figura 42: Posible configuración del reactor catalítico	59
Figura 43: Esquema general de proceso de limpieza.....	60
Figura 44: Evacuación de escoria	61
Figura 45: Cenizas volantes	61
Figura 46: Planta Claus.....	63
Figura 47: Unidad de fraccionamiento de aire.....	63
Figura 48: Diagrama T-S con el ciclo del aire.....	64
Figura 49: Columna de destilación	66
Figura 50: Unidad de fraccionamiento de aire de la central de Puerto Llano.....	66

Figura 51: Orujillo de aceituna	71
Figura 52: Granilla de uva	71
Figura 53: Resultado del modelo teórico de las emisiones de CO ₂	72
Figura 54: Cardo (Cynara Cardunculus).....	74
Figura 55: Coste total.....	83
Figura 56: Coste total en función del precio de la biomasa.....	84
Figura 57: Análisis de coste 2010	85
Figura 58: Análisis de coste a pleno rendimiento	86
Figura 59: Planificación del proyecto	90

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Análisis elemental de algunas biomosas.....	14
Tabla 2: Análisis inmediato de algunas biomosas	16
Tabla 3: Análisis de las cenizas de algunas biomosas	17
Tabla 4: Marco regulatorio	18
Tabla 5: Temperatura de ebullición componentes del aire	65
Tabla 6: Pureza y destino de los elementos del ASU	66
Tabla 7: Tipos de carbón y su composición.....	68
Tabla 8: Análisis inmediato de combustibles empleados en la central.....	68
Tabla 9: Análisis elemental de combustibles empleados en la central	68
Tabla 10: Análisis inmediato de algunas biomosas	70
Tabla 11: Experiencias en la central	70
Tabla 12: Análisis inmediato de algunas biomosas	71
Tabla 13: Análisis elemental de algunas biomosas.....	71
Tabla 14 Análisis del syngas con co-gasificación	72
Tabla 15: Análisis inmediato de cardo y mezcla coque y carbón.....	74
Tabla 16: Análisis elemental de cardo y mezcla coque y carbón	74
Tabla 17: Poder calorífico gases de síntesis	74
Tabla 18: Producción neta de energía de la planta ELCOGAS	75
Tabla 19: Potencia y rendimientos teóricos	76
Tabla 20: Datos sobre el combustible.....	76
Tabla 21: Datos sobre el combustible.....	76
Tabla 22: Consumo teórico	79
Tabla 23: Precios de medía en los últimos cuatro años de diversas biomosas	81
Tabla 24: Precios de adquisición de combustible en la central	81

Tabla 25: Coste de la emisión de CO ₂	81
Tabla 26: Beneficio de gasificación solo con cardo según precio de adquisición.....	82
Tabla 27: Resumen del marco regulatorio sobre la biomasa	88

GLOSARIO

Energía primaria: Fuente de energía natural existente en la naturaleza, como el carbón, el petróleo, el gas natural, el sol, agua almacenada o en movimiento, las mareas, el viento, el uranio, calor almacenado en la tierra (geotermia), etc. Después de su transformación, la energía primaria produce energía intermedia (gasolina, carbón, electricidad, etc.)

Energías renovables: Son aquellas que se producen de forma continua y son inagotables a escala humana. El sol está en el origen de todas ellas porque su calor provoca en la tierra las diferencias de presión que dan origen a los vientos, fuente de la energía eólica. El sol ordena el ciclo del agua, causa la evaporación que provoca la formación de nubes y, por tanto, las lluvias. Las plantas se sirven del sol para realizar la fotosíntesis, vivir y crecer. Toda esa materia vegetal es la biomasa. Por último, el sol se aprovecha directamente en las energías solares, tanto la térmica como la fotovoltaica

Balance energético: Aplicación de la ecuación de la conservación de la energía a un sistema determinado. Contabilidad de cantidades de energía intercambiadas por un sistema.

Consumo final de energía: Consumo energético en la fase final de un proceso.

Combustión: Reacción química del oxígeno (comburente) con una sustancia (combustible). La combustión es una reacción exotérmica.

Hidrocarburo: Compuesto químico cuyos elementos componentes son el hidrógeno y el carbono.

Biocarburante: Biocombustible empleado en motores y turbinas.

Biocombustible: Combustible sólido, líquido o gaseoso obtenido a partir de la biomasa.

Combustibles sólidos: Productos combustibles que se presentan en forma sólida. Fundamentalmente los carbones minerales (antracita, hulla, lignito negro, lignito pardo, coque, turba) y carbones "naturales" (de residuos vegetales), aglomerados, briquetas, pellets.

Combustibles fósiles: Sustancias combustibles procedentes de residuos vegetales o animales almacenados en periodos de tiempo muy grandes. Son el petróleo, gas natural, carbón, esquistos bituminosos, pizarras y arenas asfálticas.

Biomasa: Materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente de energía. No obstante, sea cual sea el tipo de biomasa, todos tienen

en común el hecho de provenir, en última instancia, de la fotosíntesis vegetal. Un proceso que utiliza la energía del sol para formar sustancias orgánicas a partir del CO₂ y de otros compuestos simples.

Gasificación: Proceso termoquímico en el que un sustrato carbonoso (carbón, biomasa, plástico) es transformado en un gas combustible mediante una serie de reacciones que ocurren en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno, vapor de agua o hidrógeno).

Gasificación integrada en ciclo combinado o GICC: Sistema de producción de energía eléctrica que utiliza gas de síntesis para impulsar una turbina de gas, cuyo calor residual se aprovecha en una turbina de vapor mediante un ciclo combinado.

Ciclo combinado: Coexistencia de dos ciclos termodinámicos en un mismo sistema, uno cuyo fluido de trabajo es el vapor de agua y otro cuyo fluido de trabajo es un gas producto de una combustión o quema

Gas de síntesis o Syngas: Combustible gaseoso obtenido a partir de sustancias ricas en carbono (hulla, carbón, coque, nafta, biomasa) sometidas a un proceso químico a alta temperatura. Contiene cantidades variables de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂)

Biogás: Producto de la descomposición anaerobia de compuestos orgánicos por la acción de diversas bacterias. Es una mezcla de metano y CO₂.

Gasificador de biomasa: Transforma los desechos orgánicos, por lo general de procedencia agrícola, en un gas con propiedades combustibles que puede emplearse en motores de combustión interna o en calderas.

1 OBJETIVO

Los objetivos de este trabajo son evaluar la posibilidad de utilizar biomasa para sustituir el combustible fósil que se emplea en las centrales termoeléctricas, así como entender el proceso de gasificación en las centrales.

Se ha escogido la central ELCOGAS, que cesó sus actividades en 2016, y se pretende seguir en la línea de las investigaciones que se han hecho sobre esta planta, (Casero, Coca, García-Peña, & Hervás), (Sofía, Coca Llano, & Giuliano, elsevier, 2014) y analizar la viabilidad de emplear el cardo como sustituto del combustible fósil. La elección del cardo deriva de los recientes estudios que se han realizado en universidades españolas, entre ellas la Universidad Carlos III de Madrid, para demostrar el potencial de esta planta como biomasa. (Serrano, Kwapinska, Horvat, Sánchez-Delgado, & Leahy, 2015).

Para ello, se comienza analizando el proceso de gasificación utilizado en dicha central para obtener un gas combustible, capaz de sustituir al gas natural, mediante la gasificación de una mezcla de combustibles fósiles. Posteriormente, se analiza la viabilidad de sustituir los combustibles fósiles por biomasa, pues su empleo, no sólo puede conllevar ventajas económicas, sino también ventajas medioambientales, por considerarse nulas las emisiones de CO₂ provenientes de la biomasa.

1.1 Estructura del documento

En primer lugar se introducen los conceptos básicos de la tecnología de gasificación. En segundo lugar se describe la biomasa, sus características y propiedades. En tercer lugar se trata el proceso de la gasificación con sus reacciones y los principales tipos de gasificadores. A continuación se describe la central de Puerto Llano, con los procesos que tienen lugar. Se finaliza el trabajo con estudios de viabilidad y económicos.

1.2 Conclusiones

Con el estudio realizado, se ha podido comprobar la complejidad tecnológica que requiere el acople de un gasificador a una ciclo combinado. Destaca el proceso de limpieza por el que tiene que pasar el *syngas* para poder ser quemado en la cámara de combustión, de forma que no perjudique a los otros componentes. Además, se ha verificado con éxito, que los valores de funcionamiento facilitados por la central en distintos documentos sobre la operación

(consumos, potencias, rendimiento, temperaturas de combustión, etc.) son coherentes y cuadran con los cálculos teóricos realizados.

Para analizar la viabilidad de la sustitución de la mezcla de combustibles fósiles por cardo en la central de ELCOGAS se han analizado tres situaciones:

1. Sustitución directa del carbón y coque por cardo
2. Co-gasificación de cardo con la mezcla de combustible
3. Sustitución total de la mezcla de combustible fósiles con cardo y apoyo mediante gas natural.

Con las premisas expuestas en este trabajo, se ha llegado a las siguientes conclusiones:

- La sustitución de cardo por el empleo de la mezcla de combustible de carbón y coque de petróleo es inviable.
- La co-gasificación del cardo y carbón es una opción viable.
- La gasificación de cardo con apoyo de gas natural podría ser viable económicamente.

2 ESTADO DEL ARTE

A lo largo de la historia, el hombre ha necesitado el uso de energías para mover mecanismos que las transformaran en trabajo. La fuerza humana, la de animales de carga, la hidráulica, y la eólica fueron las principales energías utilizadas hasta la invención de la máquina de vapor, en la primera revolución industrial. A partir de ese momento, la principal fuente de energía fue la madera y, posteriormente, el carbón, tanto de origen mineral como vegetal. Con la introducción del motor Diesel, el petróleo se sumó a las fuentes de energía, y con el uso generalizado de aparatos eléctricos, surgió la necesidad de tener generadores permanentes de energía eléctrica, utilizando para ello diversas fuentes de energía. Este proceso trajo consigo que progresivamente, desde el siglo XIX hasta nuestros días, los combustibles fósiles, es decir, productos generados hace millones de años (petróleo, gas natural y carbón) se constituyeran en la fuente de energía primaria dentro del sistema energético mundial. Actualmente, más del 80% de la energía consumida por la humanidad pasa a través del proceso de combustión química, y la práctica totalidad del combustible empleado es de tipo fósil.

A finales del siglo XX, estas fuentes de energía primaria comenzaron a ser cuestionadas. En primer lugar, por los nocivos efectos medioambientales a consecuencia de la emisión a la atmósfera de gases de efecto invernadero. En segundo lugar, por el posible agotamiento de las reservas de petróleo, gas natural y carbón. Finalmente, por la inestabilidad geopolítica de las principales regiones productoras de hidrocarburos.

Actualmente no existe una alternativa energética sólida, que pueda reemplazar la capacidad calorífica que proporcionan los combustibles fósiles al sistema energético mundial. Las tecnologías que hoy en día pueden sustituir a dichos combustibles fósiles se identifican como **fuentes alternas de energía o energías alternativas**. Estas se dividen en dos grandes grupos: energía nuclear y fuentes de energía renovables. De estas últimas, las más relevantes son: la eólica (utiliza el viento), la fotovoltaica y térmica (emplean la luz solar), la geotérmica (emplea el calor extraído del subsuelo), las celdas de combustibles (usa energía química para producir electricidad), la hidroelectricidad y la biomasa. Estas fuentes serían las que deberían suplir a los combustibles fósiles, ante la desconfianza que provoca la energía nuclear en muchos países.

Pasar a un sistema donde se prescindiera de los combustibles fósiles, o que al menos no fuesen mayoritarios, no es una tarea fácil. Los sistemas energéticos tienen una inercia propia que hace que los cambios en el mix de fuentes energéticas (combinación de las diferentes fuentes de energía existentes que se utilizan para cubrir la demanda energética de un país) se produzcan de forma relativamente lenta. Uno de los motivos que impiden cambios bruscos o rápidos en la composición del mix energético son las cuantiosas inversiones necesarias para poner en marcha las infraestructuras energéticas, pues implica largos períodos de amortización. Por tanto, si una determinada instalación deja de usarse antes de que concluya dicho período, como ocurriría si cambiase el mix energético de forma radical, la empresa propietaria, y el país, incurrirían en grandes pérdidas.

España es un país altamente dependiente de los combustibles fósiles. El peso del petróleo en el consumo de energía primaria (48,8%) es superior a la media europea, y el gas natural supone un 24% del consumo total de energía primaria. En cuanto a las fuentes de energía renovables, la cuota del 9,4% que representan en el consumo de energía primaria se reparte entre la biomasa y los residuos en un 41,5%, la energía eólica en un 25,5%, la hidráulica en un 18,1%, los biocarburantes en un 8,5%, la energía solar un 5,3% y la geotermia un 0,1%. En España, el recurso renovable que más se utiliza en términos de energía final es, con bastante diferencia, la biomasa y los residuos.

A efectos de promover el uso de energías alternativas, el 11 de noviembre de 2011, el Consejo de Ministros aprobó el Plan de Energías Renovables (PER) 2011-2020. Tiene el objetivo de lograr que en el año 2020, al menos el 20% del consumo final bruto de energía en España proceda del aprovechamiento de las fuentes renovables. Objetivos acordes con la

Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de abril de 2009, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables.

Para el caso de la biomasa, el PER establece una serie de objetivos que se basan en la evaluación del potencial de producción de biomasa, enfrentado a un escenario de futuro de evolución del consumo. Esta evolución se basa en una serie de hipótesis iniciales para el consumo de la biomasa térmica y eléctrica. El consumo de la biomasa eléctrica tendría lugar en centrales de generación con biomasa y en centrales de cogeneración asociadas a la producción. El Plan expone el potencial de producción energética a partir de la biomasa actual procedente de las masas forestales existentes y de los cultivos agrícolas actuales y elaborando hipótesis correspondientes para la posible implantación de cultivos energéticos forestales, en suelo forestal no arbolado, y la posible sustitución de cultivos agrícolas, tradicionales por cultivos energéticos (herbáceos y leñosos).

La biomasa es una de las energías renovables con más perspectivas de futuro. En España, vemos cada año proyectos de construcción de plantas de biomasa que abastecen a un gran número de hogares. La mayor planta de biomasa se encuentra en Huelva y es propiedad de Ence. Tiene una capacidad de 50 MW y produce anualmente 337 millones de kWh. La planta se incorporó al sistema eléctrico hace un año y medio. La misma empresa también ha construido una planta de 20 MW de potencia en Mérida (Extremadura). Andalucía es la comunidad autónoma que cuenta con más plantas de biomasa, un total de 17, que generan un total de 207 MW. Es el 39% de la potencia instalada en España. Estas cifras son posibles gracias a la materia prima que genera la comunidad, sobre todo a través del cultivo del olivar.

3 INTRODUCCIÓN A LA GASIFICACIÓN

3.1 Antecedentes

En la última década la gasificación está cobrando especial interés en el ámbito de la generación de energía debido, entre otras razones, a la concienciación de los países por el medio ambiente. Mediante la gasificación de combustibles fósiles, como el carbón o el coque de petróleo, se puede obtener un combustible gaseoso, que a la hora de quemarlo es mucho más limpio, pues emite muchas menos emisiones. El potencial de la gasificación reside en que, además, cualquier material orgánico puede someterse a este proceso. Es por ello que esta tecnología puede llegar a tener un gran potencial, pues se podría alimentar una central con biomasa y obtener una energía limpia. La central de ELCOGAS ha sido pionera en

desarrollar la tecnología de la gasificación, pues fue la planta con mayor potencia del mundo que empleaba esta tecnología.

3.2 La central de Puertollano

La central térmica de ELCOGAS era una planta termoeléctrica del tipo gasificación integrada en ciclo combinado (GICC), que utilizaba el carbón como combustible y se encontraba situada en la localidad de Puertollano, Ciudad Real. Tenía una potencia instalada de 335 MW y era gestionada por la empresa ELCOGAS, constituida para su explotación. Fue la primera planta en España en utilizar la GICC. En julio de 2014, la dirección de la empresa anunció graves pérdidas debido a los cambios en las subvenciones por el consumo del carbón nacional, y su intención de cerrar la central. Finalmente, la instalación cesó su actividad en enero de 2016

3.3 Gasificación integrada en ciclo combinado (GICC)

La gasificación integrada en ciclo combinado o **GICC** es un sistema de producción de energía eléctrica que utiliza gas de síntesis (*syngas*) para impulsar una turbina de gas, cuyo calor residual se aprovecha en una turbina de vapor mediante un ciclo combinado. Es una tecnología que transforma el carbón en gas (gas de síntesis) a través de la gasificación. A continuación, elimina las impurezas del gas de hulla antes de ser quemado. De ello resulta una disminución de las emisiones de dióxido de azufre, partículas y mercurio.

3.4 Tecnología de gasificación

La combustión completa de cualquier material orgánico se produce gracias a la presencia de oxígeno y calor. Estos generan una reacción química en la cual la materia orgánica se transforma en calor, dióxido de carbono y agua. Si se realiza este mismo proceso, pero con déficit de oxígeno, la combustión será incompleta. No todo el carbón se oxida, además de agua y oxígeno se producen otros compuestos donde destacan el monóxido de carbono (CO) y el hidrógeno (H₂). Este proceso recibe el nombre de **gasificación**.

El hidrógeno, en condiciones normales, es un gas con un gran poder calorífico, 142 MJ/Kg. Su combustión proporciona mucha más energía que la quema de combustibles como el metano: 32 MJ/Kg, el carbón: 30 MJ/Kg o el gasóleo: 43 MJ/Kg. Por ello, es de gran interés analizar y discutir la rentabilidad de emplear la gasificación en centrales térmicas, para obtener un *syngas* que, posteriormente, se pueda quemar en una cámara de combustión.

El proceso de gasificación conlleva un coste energético mayor que el de la quema directa de los combustibles, puesto que debe ser tratado. A cambio, se consigue una reducción considerable de emisiones contaminantes (CO_2 , SO_2 , NO_x) y además, se obtienen subproductos comerciales. Otra ventaja de emplear esta técnica reside en que se pueden emplear diversos combustibles, como el carbón, el coque de petróleo, residuos y en general, cualquier compuesto orgánico, siendo destacable el uso de la biomasa.

El empleo de esta tecnología para la generación de energía eléctrica fue implementado por primera vez en centrales térmicas en California y Luisiana (Estados Unidos). La primera planta de ciclo combinado que uso el *syngas* como combustible fue la de Buggenum (Holanda), generando una potencia de 250 MW.

La gasificación es un proceso antiguo que se emplea principalmente para la producción de amoníaco y metanol. En los últimos años se ha incrementado el interés por aplicar este proceso para la producción de *syngas* como combustible gaseoso, sobre todo en los países asiáticos donde el coste del gas natural ha aumentado y se pretende cubrir la demanda con *syngas*.

La aplicación de este proceso para la generación de energía también se ha visto afectada de forma positiva, debido a la concienciación de los órganos internacionales por reducir las emisiones de CO_2 .

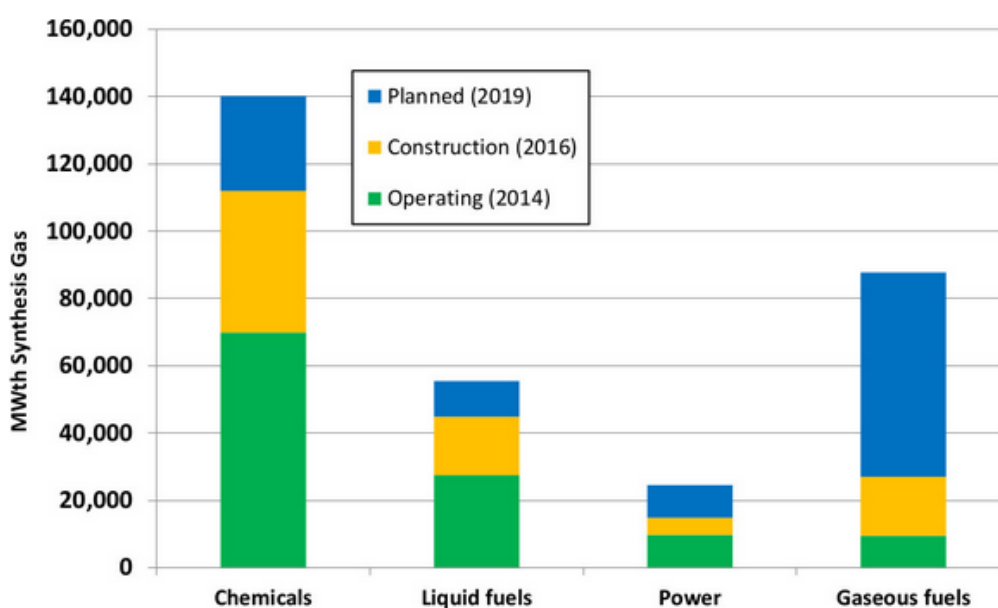


Figura 1: Sectores donde se emplea la gasificación
(Gasification and & Syngas Technologies Council)

Hoy en día existen alrededor de 272 plantas operativas, con 682 gasificadores en todo el mundo. La construcción de este tipo de plantas se ha visto incrementado en la última década de manera considerable, y se mantendrá esta tendencia en los próximos años.

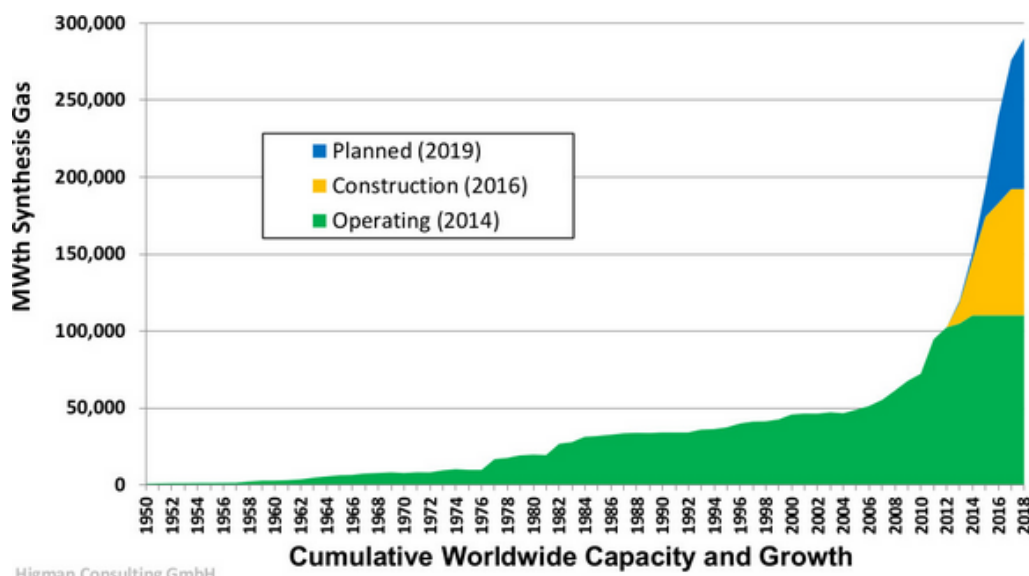


Figura 2: Producción gas de síntesis

(Gasification and & Syngas Technologies Council)

3.5 Tecnología de ciclo combinado

Una central de ciclo combinado es aquella en la que la energía térmica del combustible es transformada en electricidad mediante dos ciclos termodinámicos: el correspondiente a una turbina de gas, generalmente gas natural, mediante combustión ciclo **Brayton** y el convencional de agua/turbina de vapor ciclo **Rankine**.

El ciclo **Brayton** se basa en elevar la presión y la temperatura de un fluido en estado gaseoso, en la mayoría de los casos aire. Para ello se emplea un compresor y una cámara de combustión alimentada con gas natural o queroseno para que, posteriormente, fluya por una turbina y conseguir que esta genere un movimiento mecánico.

El ciclo **Rankine** también se basa en elevar la presión y la temperatura de un fluido, pero en este caso, el fluido suele ser agua. Esta circula en estado líquido y el aumento de presión se realiza con una bomba, empleándose una caldera para elevar la temperatura hasta su estado gaseoso. Además, es un ciclo cerrado, a diferencia del ciclo Brayton, donde en el caso de trabajar con aire, suele ser abierto y, por tanto, es necesario tener un condensador para llevar el agua de nuevo al estado líquido. En ambos casos el proceso es el mismo: aumentar la energía de un fluido para después expandirlo en una turbina para conseguir su movimiento.

El hecho diferenciador entre operar con un gas o con un líquido es la temperatura que se alcanza. La temperatura de entrada de los gases a la turbina en el ciclo Brayton está alrededor de los 1.200°C y la temperatura de salida se encuentra entorno a los 600°C. En el ciclo Rankine el vapor entra a la turbina a unos 600°C y sale a unos 300°C.

El hecho de que exista esta diferencia de temperaturas, hace posible que se pueda emplear el calor de la salida de los gases del ciclo Brayton para calentar el agua que circula por el ciclo Rankine. De esta manera se aumenta considerablemente la eficiencia, pues se está omitiendo el uso de una caldera por un intercambiador de calor denominado “*Heat Recovery System Generator*” (HRSG). Este es un elemento clave en las centrales de ciclo combinado, pues es el encargado de transferir el calor de los gases de salida del ciclo Brayton al agua del ciclo Rankine para llevarlo al estado vaporoso.

Con el desarrollo de las primeras turbinas de gas para la aviación, alrededor de los años cincuenta, también se empezaron a realizar pruebas para utilizar esta tecnología en la generación de electricidad. La primera turbina de gas que se instaló en Estados Unidos tenía una potencia de 3,5 MW y fue acoplada a un ciclo de vapor convencional de 35 MW, consiguiendo aumentar su rendimiento en un 6%.

Con el paso del tiempo, tanto los materiales de las turbinas como el HRSG se han mejorado, y hoy en día, una central de ciclo combinado es capaz de aportar hasta un 60% de rendimiento. Esto supone una gran diferencia con las centrales que solo emplean un ciclo Rankine, donde solo se llega a un 40%. A la principal ventaja del aumento de rendimiento, hay que añadir otras tantas, al comparar dos plantas de potencias similares (400 MW):

- Menores emisiones atmosféricas: 350 gCO₂/kWh frente a 850 gCO₂/kWh
- Menor consumo de agua: 453 m³/h frente a 875 m³/h
- Menor coste de inversión específico: 400 - 600 €/kW frente a más de 1.000 €/kW
- Menor plazo de construcción: 2 años frente a 3 - 4 años
- Menor coste fijo de operación: 5 €/kW año frente a 27 €/kW-año
- Menor espacio de las instalaciones: 100.000 m² frente a 260.000 m²
- Menores tiempos de reacción
- Se pueden adaptar para trabajar con otros combustibles.

Con todas estas virtudes, no es de extrañar que en los últimos años, la construcción de este tipo de plantas se haya incrementado notablemente.

Por otro lado, existe un inconveniente derivado del combustible que usan estas plantas. El gas natural es un combustible que tiene un precio con una alta volatilidad, en comparación con el carbón, cuyo precio tiende a ser estable, como se puede apreciar en la Figura 4 y la Figura 5.

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Además, sus reservas no son tan abundantes como las de otros combustibles fósiles, y en Europa tenemos escasas reservas de gas natural, por lo que es necesaria su importación.

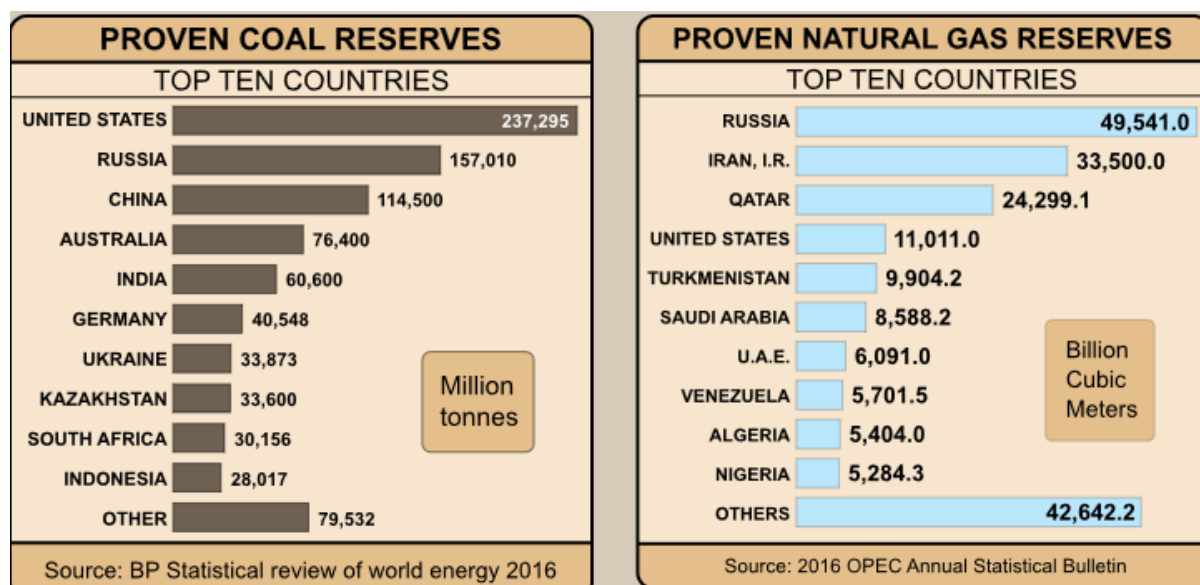


Figura 3: Reservas de carbón y gas natural



Figura 4: Precio carbón EE. UU

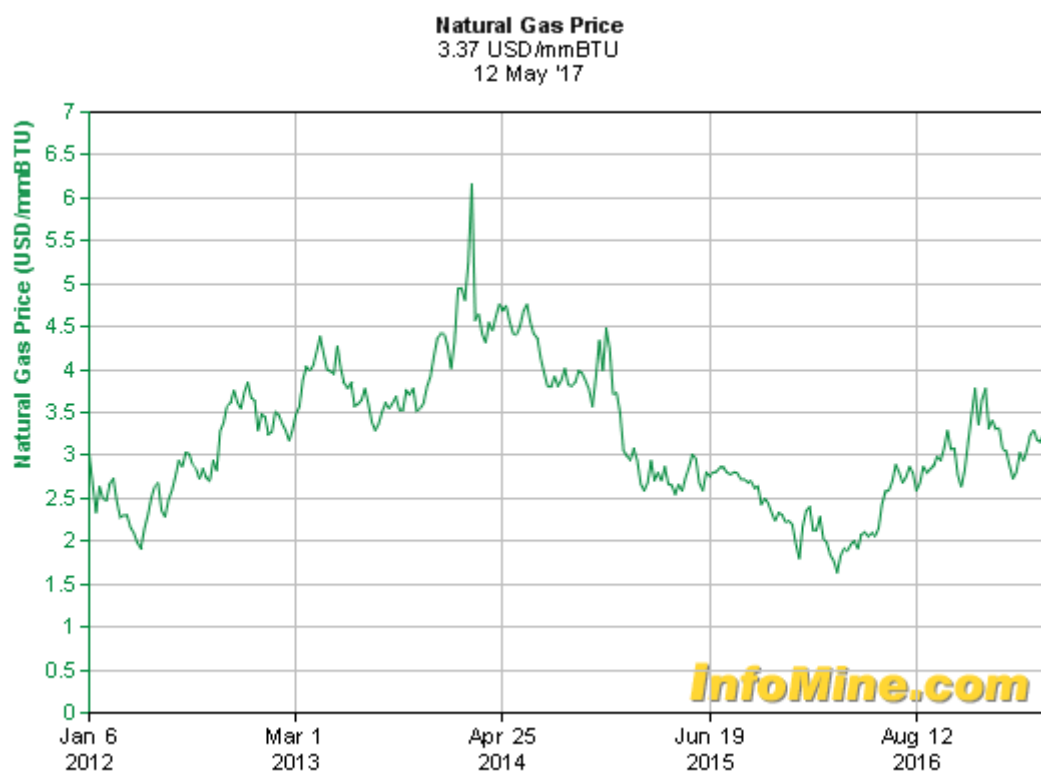


Figura 5: Precio gas natural EE. UU

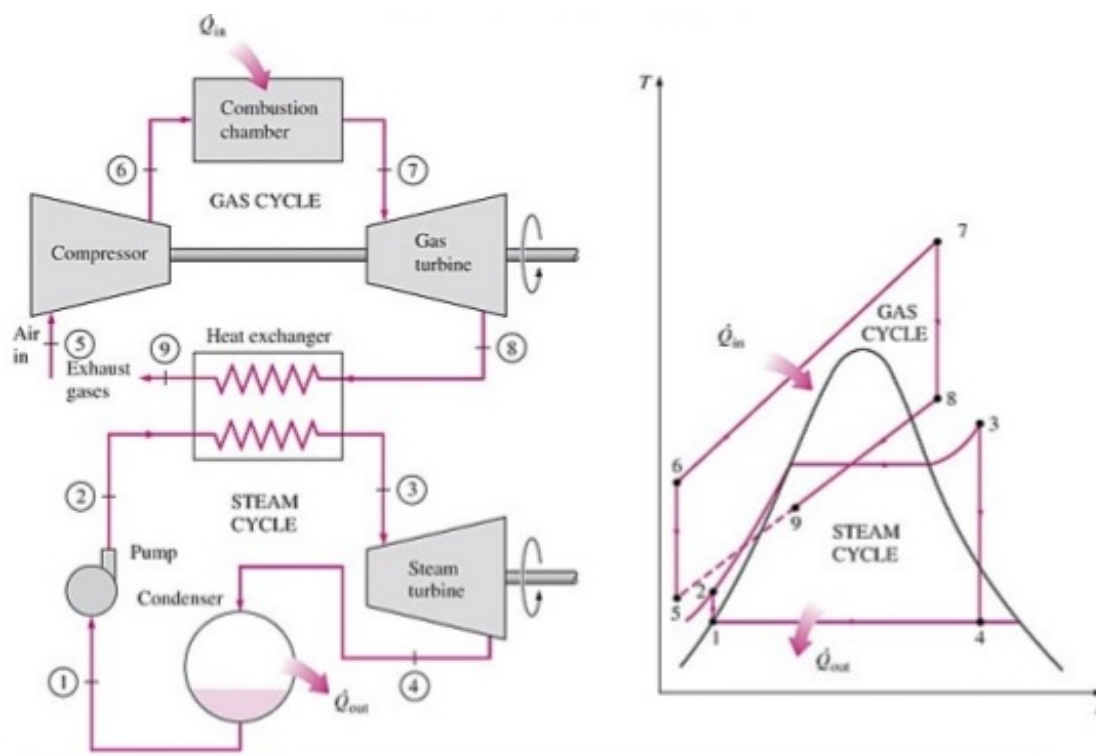


Figura 6: Esquema de ciclo combinado

Hoy en día, la forma más eficiente de introducir la tecnología de gasificación, ya sea carbón o biomasa, es implantándola en un ciclo combinado, sustituyendo la quema de gas natural por la combustión del *syngas* procedente del proceso de gasificación en la cámara de combustión

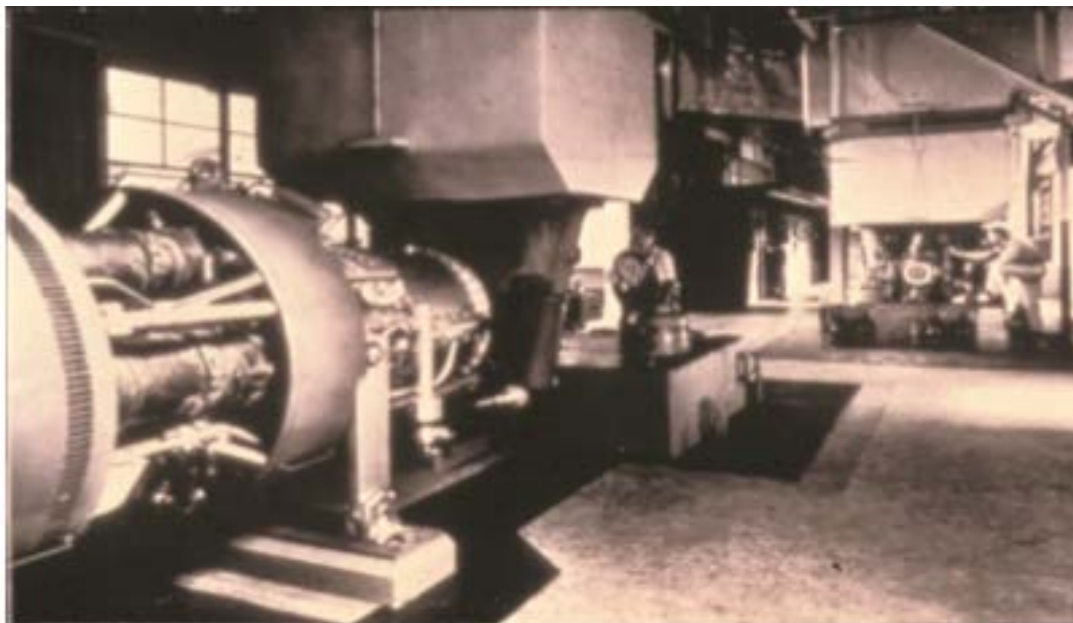


Figura 7: Primera turbina de gas acoplada

4 LA BIOMASA

La RAE define la biomasa como: “*Materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente de energía*”. Como toda materia orgánica, la biomasa está compuesta principalmente por carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre, además de pequeñas cantidades de otros elementos como plomo, cloro, potasio o metales alcalinos.

4.1 Formación de la biomasa

A diferencia de los materiales fósiles, la biomasa no necesita millones de años para su formación. Los vegetales, mediante el proceso de la fotosíntesis, absorben energía solar, agua y dióxido de carbono (CO₂) de la atmosfera, para transformarlo en glucosa (representada por (CH_mO_n)) y desprenden oxígeno como producto de desecho.

El proceso puede ser representado por la siguiente ecuación (Hodge, 2010):



Los ingredientes fundamentales para la formación de la biomasa son:

- Vegetales vivos
- Radiación solar
- Dióxido de carbono
- Clorofila (actúa como catalizador)
- Agua

El empleo de esta fuente de energía como combustible para la gasificación ha crecido en los últimos años. La gasificación de la biomasa cobra un especial interés, puesto que se **considera** que las emisiones de CO₂ derivados del consumo de esta son cero. Esta valoración se basa en el hecho de que la biomasa (plantas, árboles, frutos, o desechos de estos), durante su formación, ha absorbido CO₂ presente en la atmosfera. Por tanto, cuando esta se quema o gasifica emite el mismo CO₂ que consumió durante su formación, **asumiendo** un ciclo cerrado en el que la suma total de CO₂ consumido y aportado a la atmosfera es cero.

Se destaca el hecho de haber empleado las palabras “*considerar*” y “*asumir*”, puesto que es debatible la consideración de la biomasa como fuente cien por cien renovable. Una de las razones para plantearse la biomasa como fuente renovable, se basa en que el tiempo de cultivo del vegetal es, en cualquier caso, mayor al tiempo en el cual esta se consume para aportar energía. A esto hay que añadir que los vegetales, en mayor o menor media, consumen recursos para su crecimiento. A pesar de ello, a día de hoy, se asume por los órganos internacionales que la biomasa es una fuente renovable, y su uso conlleva un ahorro en coste de emisiones.

4.2 Propiedades físicas de la biomasa

Las propiedades físicas de la biomasa son:

Densidad aparente: Es la división del peso entre el volumen de recipiente y se calcula llenando un recipiente de volumen conocido con el material. Estas medidas tienen en cuenta el peso del material y del aire o fluido que haya dentro del recipiente. Es una medida que sirve para calcular, de forma aproximada, el volumen que ocupa la biomasa para almacenarla o transportarla. Es aproximada porque depende de varios factores, tales como el grado de compresión, la humedad, u otros.

Densidad de partícula o real: Es la división de la masa del sólido entre el volumen. La densidad real no tiene en cuenta la masa del aire y es una medida precisa.

Distribución granulométrica: Sirve para conocer la homogeneidad en el tamaño de la biomasa. El tamaño se define mediante el diámetro equivalente de partícula. Cuanta más homogeneidad de tamaños exista, con más precisión se podrá conocer el comportamiento de las partículas en el reactor y evitar problemas de bloqueos, por ejemplo, en los inyectores. Los tamaños suelen ir desde los 5 mm hasta menos de 0,5 mm. Más adelante se verá como esta característica resulta clave para la selección de un tipo de biomasa.

Durabilidad mecánica o friabilidad: Sirve para medir la facilidad con la que un material se desmenuza o fracciona. Es de especial interés para pellets y briquetas.

Temperatura de fusibilidad de las cenizas: Es relevante para predecir posibles fenómenos de ensuciamiento y escorificación (proceso de formación de escorias).

4.3 Propiedades de la biomasa relacionadas con la gasificación

La biomasa contiene elementos orgánicos complejos, humedad y una pequeña cantidad de impurezas inorgánicas conocidas como “cenizas”. Los elementos orgánicos se componen de cuatro elementos principales: carbón (C), hidrógeno (H), oxígeno (O) y nitrógeno (N). También puede contener pequeñas cantidades de cloro (Cl) y azufre (S)

Para el diseño térmico de sistemas que utilicen la biomasa (p.ej., gasificadores) se hace imprescindible conocer la composición del combustible, así como su poder energético.

Existen dos formas normalizadas para conocer las propiedades exactas de la biomasa: el **análisis elemental** y el **análisis inmediato**. Es importante mencionar, que para los dos tipos de análisis hay que especificar la cantidad de humedad que posee la biomasa a la hora de realizar dicho análisis.

En general, se emplean tres tipos de bases:

- base seca -b.s- (*dried basis –d.b.-*)
- base húmeda -b.h- (*moisture basis –m.b.-*)
- base seca y libre de cenizas, (*dry free ash, -d.f.a.-*).

También es común encontrar una base húmeda al 6%, que es la que se utiliza en los laboratorios que están en condiciones normales.

4.3.1 Análisis elemental

De este tipo de análisis se obtiene la composición del combustible en términos de sus elementos básicos, excepto su humedad (*moisture* -M-) y sus constituyentes inorgánicos (cenizas):

$$C + H + O + N + S + \text{cenizas} + M = 100\%$$

Donde C, H, O, N y S son los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre en el combustible. No todos los combustibles contienen todos estos elementos. Por ejemplo, la gran mayoría de las biomásas pueden no contener azufre. La humedad o agua en el combustible se expresa por separado como “M”. Así, el hidrógeno u oxígeno en el análisis final no incluyen el hidrógeno y oxígeno de la humedad, sino sólo el hidrógeno y oxígeno presentes en los componentes orgánicos del combustible.

De esta forma, se pueden clasificar los materiales para adecuar su elección según al proceso o uso al que se les vaya a someter. Es de interés conocer el porcentaje de azufre y nitrógeno, pues, al oxidarse, forman compuestos perjudiciales para el medioambiente, así como la cantidad de cloro, ya que favorece el desgaste de los materiales.

Para realizar este análisis, una muestra se combustiona o gasifica, y a partir de un balance de masa se puede determinar el porcentaje en peso de cada elemento. El CO₂ y H₂O se recogen mediante unos tubos y se calcula su peso. El nitrógeno se determina a partir del método Kjeldahl¹ y el contenido en azufre y cloro mediante el método Eschka². En la siguiente tabla se muestra un ejemplo de un análisis elemental.

Tabla 1: Análisis elemental de algunas biomásas

<i>Biomasa</i>	<i>C (%d.f.a)</i>	<i>H (%d.f.a)</i>	<i>O (%d.f.a)</i>	<i>N (%d.f.a)</i>	<i>S (%d.f.a)</i>	<i>Cl (%d.f.a)</i>
<i>Residuo Forestal</i>	52,40	4,80	41,58	1,07	0,11	0,04
<i>Chopo</i>	46,09	5,56	47,76	0,33	0,24	0,02
<i>Paja de trigo</i>	48,31	5,87	44,92	0,47	0,17	0,25

El análisis elemental es relativamente difícil y costoso en comparación con el análisis inmediato.

4.3.2 *Análisis inmediato*

Este análisis proporciona la composición de la biomasa en términos de sus componentes brutos, tales como humedad (M), materia volátil, ceniza y carbono fijo. Permite conocer la fracción de la biomasa útil, es decir, la que contiene energía química, y la fracción de masa inerte. Los componentes de la biomasa útiles son sus compuestos volátiles y su carbono fijo, también denominado *char* ya que tienen un valor energético, mientras que la masa inerte, compuesta por las cenizas y la humedad, no tiene valor energético.

Materia volátil: Son una serie de hidrocarburos que se liberan al descomponerse térmicamente una materia orgánica. Los compuestos volátiles se dividen en dos grupos: los condensables (*tars* o alquitranes) y los no condensables. De los primeros se obtienen alquitranes y aceites, mientras que de los segundos se obtiene un gas combustible, que se estudiará más adelante en profundidad.

Carbono fijo, char o carbón vegetal: Es la fracción que queda una vez que se ha liberado todo el material volátil. Está compuesto por alrededor de un 99% de carbono.

Cenizas: Las cenizas son lo que queda una vez que el *char* se combustiona. Están compuestas por óxidos metálicos.

Proceso del análisis inmediato

Consiste en calentar una muestra en una atmósfera inerte con N_2 , e ir registrando su peso. Mientras se calienta, lo primero que sucede es la pérdida de peso, debido a la evaporación del agua. Una vez que toda la humedad ha desaparecido, los compuestos volátiles empiezan a desprenderse, hasta que solo queda el carbono fijo. Para poder separar el *char* de las cenizas, es necesario someterle a un proceso de combustión, por lo que se cambia la atmósfera de N_2 por una de O_2 . En la siguiente figura se puede ver un ejemplo de este proceso denominado *curva termogravimétrica*.

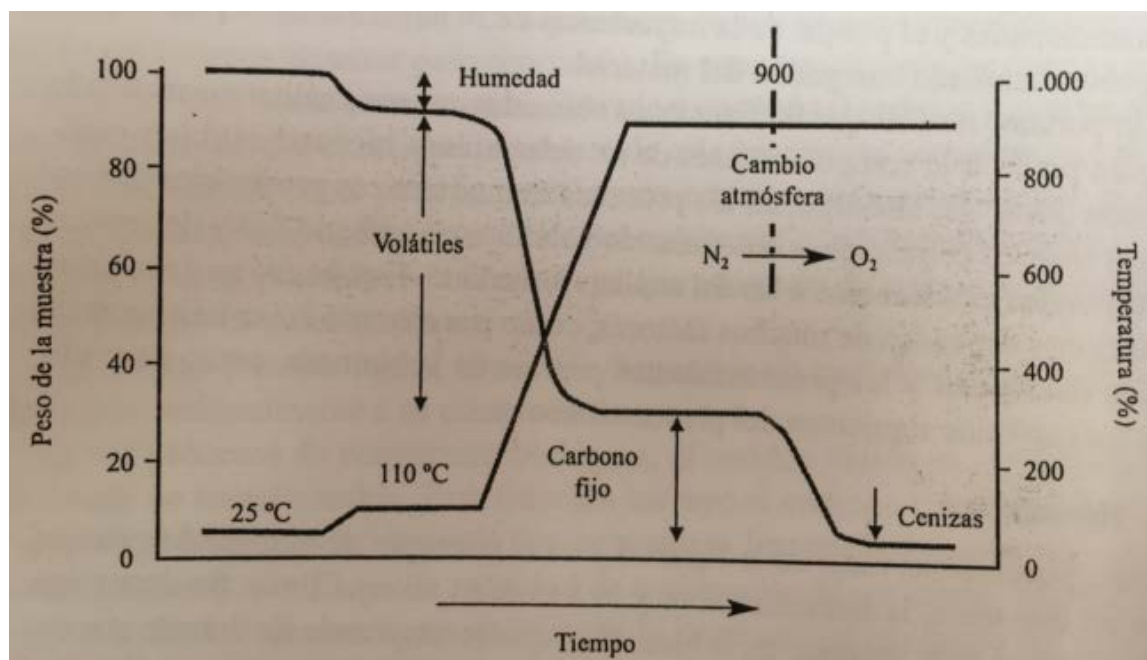


Figura 8: Curva termogravimétrica

En general, para la biomasa en base seca se tiene:

- Carbono fijo: 10-30%
- Compuestos volátiles: 70-90%
- Cenizas: 1-30%

En la siguiente tabla se expone un ejemplo:

Tabla 2: Análisis inmediato de algunas biomásas

Biomasa	Carbono fijo (% b.s.)	Volátiles (% b.s)	Cenizas (% b.s)
Residuo Forestal	13,60	82,40	4,00
Chopo	24,20	73,00	2,80
Paja de trigo	17,71	75,27	7,02

Otro parámetro importante para la elección de la biomasa es el tiempo que tardan los volátiles en desprenderse, pues define el tiempo que una partícula pasa en el gasificador o caldera (tiempo de resiliencia).

Análisis de las cenizas

La necesidad de conocer los compuestos de las cenizas surge a raíz de los problemas que estos pueden causar (corrosión, erosión, deposición y escorificación) en los sistemas donde se depositen. Por ello, es relevante saber sus compuestos y la cantidad de estos. El análisis

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

consiste en someter las cenizas a presión y temperatura con una serie de reactivos, para después analizar la muestra mediante espectrometrías de masas, emisiones ópticas o de absorción atómica. En la siguiente tabla se puede ver un ejemplo de la composición de las cenizas de distintas biomásas.

Tabla 3: Análisis de las cenizas de algunas biomásas

Biomasa	SiO (%)	Al₂O₃ (%)	TiO₂ (%)	Fe₂O₃ (%)	CaO (%)	MgO (%)	Na₂O (%)	K₂O (%)	SO₃ (%)	P₂O₅ (%)	Otros (%)
<i>Residuo Forestal</i>	17,80	3,50	0,50	1,6	45,5	7,5	2,1	8,5	2,8	7,4	2,8
<i>Chopo</i>	23,85	1,10	0,11	0,89	47,12	7,36	0,42	14,11	-	4,67	0,37
<i>Paja de trigo</i>	55,32	1,88	0,08	0,73	6,14	1,06	1,71	25,6	4,4	1,26	1,82

4.4 Marco regulatorio

Además de los análisis mencionados, existen metodologías concretas para definir las distintas clases de biocombustibles y para establecer el procedimiento correcto para la recogida de la muestra.

Todos los ensayos y métodos pertinentes para la correcta caracterización se encuentran normalizados, tanto a nivel nacional (*Una Norma Española – UNE*), europeo (*European Committee for Standardization – CEN*) o internacional (*American Society for Testing and Materials – ASTM*). En la siguiente tabla se muestra un resumen.

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 4: Marco regulatorio

Descripción	Norma	Título
General (Definición de clases y especificaciones de productos)	UNE-EN ISO 16559:2015	Biocombustibles sólidos. Terminología, definiciones y descripciones.
	UNE-CEN/TS 14961:2007 EX	Biocombustibles sólidos. Especificaciones y clases de combustibles
	UNE-EN ISO 17225-1:2014	Biocombustibles sólidos. Especificaciones y clases de combustibles. Parte 1: Requisitos generales.
Muestreo	UNE-EN 14780:2012	Biocombustibles sólidos. Preparación de muestras.
	UNE-EN 14778:2013	Biocombustibles sólidos. Muestreo.
Análisis elemental	UNE-EN 15104:2011	Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido total de carbono, hidrógeno y nitrógeno. Métodos instrumentales.
	UNE-EN ISO 16994:2015	Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido total de azufre y cloro.
	UNE-EN ISO 16967:2015	Biocombustibles sólidos. Determinación de elementos mayoritarios. Al, Ca, Fe, Mg, P, K, Si, Na y Ti.
Análisis inmediato	UNE-EN ISO 18123:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido en materia volátil.
	UNE-EN ISO 18134-1:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido de humedad. Método de secado en estufa. Parte 1: Humedad total. Método de referencia.
	UNE-EN ISO 18122:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación del contenido de ceniza.
Densidad aparente	UNE-EN ISO 17828:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación de la densidad a granel.
Densidad real	UNE-EN 15150:2012	Biocombustibles sólidos. Determinación de la densidad de partículas
Granulometría	UNE-EN ISO 17827-1:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación de la distribución de tamaño de partícula para combustibles sin comprimir. Parte 1: Método del tamiz oscilante con abertura de malla igual o superior a 3,15 mm.
	UNE-EN ISO 17827-2:2016	Biocombustibles sólidos. Determinación de la distribución de tamaño de partícula para combustibles sin comprimir. Parte 2: Método del tamiz vibratorio con abertura de malla inferior o igual a 3,15 mm.
	UNE-CEN/TR 15149-3:2015 IN	Biocombustibles sólidos. Determinación de la distribución de tamaño de partícula. Parte 3: Método del tamiz rotatorio.
Poder calorífico	UNE-EN 14918:2011	Biocombustibles sólidos. Determinación del poder calorífico.

4.5 Productos de la biomasa

A diferencia de los gases o líquidos, la biomasa no puede ser manejada, almacenada, o transportada fácilmente, especialmente en su uso para el transporte. Esto conlleva la

conversión de la biomasa sólida en combustibles líquidos y gaseosos, que se pueden lograr a través de procesos termoquímicos tales como:

- *Gasificación*: implica una reacción química en un ambiente deficiente en oxígeno.
- *Pirólisis*: tiene lugar a una temperatura relativamente baja, en la ausencia total de oxígeno.
- *Combustión*: implica la conversión a alta temperatura de la biomasa en exceso de aire en dióxido de carbono y vapor
- *Licuefacción*: las grandes moléculas de la materia prima se descomponen en líquidos que tienen moléculas más pequeñas. Esto ocurre en presencia de un catalizador y a una temperatura aún más baja

De la biomasa se obtienen tres formas de combustible: sólido, líquido y gaseoso.

Combustible sólido: La biomasa se somete a un proceso de combustión completa. Se obtiene el carbón vegetal que se suele emplear en calderas.

Combustible líquido: La biomasa se somete a un proceso de pirólisis, se calienta en una atmósfera inerte (no hay combustión). Se obtienen productos como etanol, biodiesel, metanol, aceite vegetal, etc.

Combustible gaseoso: La biomasa se somete a una combustión parcial (con déficit de oxígeno). Entre otros productos se obtienen fracciones alquitranosas y el *syngas*. Este proceso se suele usar en ciclos combinados, y el gas es quemado en la cámara de combustión.

Las fracciones alquitranosas y el *syngas* son los compuestos derivados del material volátil. Las fracciones alquitranosas provienen de los componentes volátiles condensables, mientras que el *syngas* surge de la reacción con el carbón de los materiales volátiles no condensables. Independientemente de someter a un material orgánico a combustión, pirólisis o gasificación, estos volátiles se desprenden, la diferencia en el proceso de combustión reside en que, debido al exceso de oxígeno, las fracciones alquitranosas y el *syngas* se queman instantáneamente. En un proceso de pirólisis también se genera *syngas*, como, asimismo, en un proceso de gasificación se crean las fracciones alquitranosas, pero cada proceso favorece más la creación de un producto o de otro. Los dos procesos tienen como subproducto el *char* o carbón vegetal.

5 PROCESO DE LA GASIFICACIÓN

Un proceso típico de gasificación, generalmente sigue la siguiente secuencia:

- Precalentamiento y secado
- Pirólisis
- Gasificación del *char*
- Combustión

Secado

El contenido de humedad típico de la biomasa oscila entre el 30% y el 60%, y en algunas ocasiones puede superar el 90%. Cada kilogramo de humedad en la biomasa quita un mínimo de 2.260 kJ de energía extra del gasificador para vaporizar el agua, y esa energía no es recuperable. Por tanto, un cierto nivel de pre-secado es necesario para eliminar tanta humedad como sea posible, antes de que la biomasa entre al gasificador. Para la producción de un combustible de alto valor calorífico, la mayoría de los gasificadores utilizan biomasa seca con un contenido de humedad del 10% al 20%

Pirólisis

En la pirólisis, que precede a la gasificación, no se añade ningún agente externo. Esto implica el desglose térmico de las grandes moléculas de los hidrocarburos de la biomasa, en moléculas de gas más pequeñas (condensables y no condensables) sin reacción química importante con el aire, gas o cualquier otro medio gasificante. Un producto importante de la pirólisis es el alquitrán, formado por condensación del vapor condensable producido en el proceso.

Gasificación del *char*

El proceso de gasificación que sigue a la pirólisis implica reacciones químicas entre los hidrocarburos en el combustible, el vapor, el dióxido de carbono, el oxígeno y el hidrógeno, así como reacciones químicas entre los gases desarrollados. De estos, la gasificación del *char* es la más importante. El *char* producido por pirólisis de la biomasa no es necesariamente carbono puro. Contiene una cierta cantidad de hidrocarburo conteniendo hidrógeno y oxígeno.

Combustión

La mayoría de las reacciones de gasificación son endotérmicas. Para proporcionar el calor requerido para la reacción, así como el necesario para el calentamiento, el secado y la pirólisis, se permite una cierta cantidad de reacción de combustión exotérmica en el

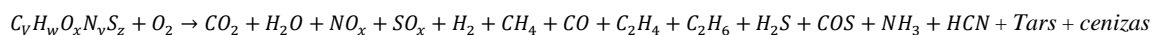
gasificador. Bajo condiciones similares, las reacciones de combustión son generalmente más rápidas que las de gasificación.

5.1 Reacciones del proceso de gasificación

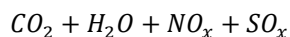
Parte del material orgánico se oxida, debido a que combustiona con el oxígeno. Esta reacción exotérmica provoca un aumento de temperatura que causa la desvolatilización (pirólisis). Se denomina reacción de gasificación a la reacción del *char* con H_2O, H_2, CO_2, O_2 , donde el principal objetivo es la obtención de H_2 .

Para conocer exactamente todos los productos que se originan, es necesario realizar un análisis real, ya que las reacciones que suceden son muy complejas y dependen de varios parámetros (temperatura, cantidad de oxígeno, etc.) y por ello no se puede conocer la estequiometría exacta de la reacción general.

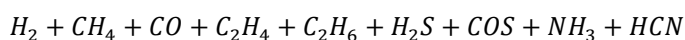
La reacción general es la siguiente:



Productos derivados de la combustión:



Combustible gaseoso:



Volátiles condensables:



Los volátiles condensables, también denominados líquidos de pirólisis, están compuestos por una mezcla compleja de compuestos orgánicos que se pueden clasificar en los siguientes grupos: ácidos, alcoholes, aldehídos, ésteres, cetonas, fenoles, guayacoles, sirringoles, azúcares, furanos, alquenos, aromáticos, compuestos nitrogenados y compuestos oxigenados varios. La cantidad y composición final dependen del tipo de materia orgánica que se gasifique y los parámetros de operación. En un proceso de gasificación, la mayor parte de los alquitranes se craquean (se oxidan), debido al empleo de un agente oxidante. Los productos mayoritarios de la reacción son el CO, CO_2, H_2, H_2O y CH_4 .

Sin embargo, se conocen las principales reacciones que ocurren en este proceso:

- 1) Biomasa húmeda + calor \rightarrow biomasa seca + vapor de agua
- 2) Biomasa seca + calor \rightarrow char + alquitranes + volátiles no condensables
- 3) Alquitranes + volátiles no condensables + O_2 + calor \rightarrow gases + energía:
- 4) $C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$ Combustión parcial $\Delta H_{25^\circ C} = -111 \text{ kJ/mol}$
- 5) $C + O_2 \rightarrow CO_2$ Combustión $\Delta H_{25^\circ C} = -393 \text{ kJ/mol}$
- 6) $CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$ $\Delta H_{25^\circ C} = -283 \text{ kJ/mol}$
- 7) $H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$ $\Delta H_{25^\circ C} = -242 \text{ kJ/mol}$
- 8) $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ $\Delta H_{25^\circ C} = -803 \text{ kJ/mol}$
- 9) $C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$ $\Delta H_{25^\circ C} = -1328 \text{ kJ/mol}$
- 10) $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ $\Delta H_{25^\circ C} = 132 \text{ kJ/mol}$
- 11) $C + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 2H_2$ $\Delta H_{25^\circ C} = 91 \text{ kJ/mol}$
- 12) $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$ Hidrogenación $\Delta H_{25^\circ C} = -74 \text{ kJ/mol}$
- 13) $C + CO_2 \rightarrow 2CO$ Reacción de Boudouard $\Delta H_{25^\circ C} = 172 \text{ kJ/mol}$
- 14) $C_n H_{2n} + H_2 \rightarrow C_n H_{2n+2}$ $\Delta H_{25^\circ C} > 0 \text{ kJ/mol}$
- 15) $C_n H_m + nH_2O \rightarrow nCO + (n + m/2) H_2$ $\Delta H_{25^\circ C} > 0 \text{ kJ/mol}$
- 16) $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ $\Delta H_{25^\circ C} = 203 \text{ kJ/mol}$
- 17) $CH_4 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 4H_2$ $\Delta H_{25^\circ C} = -41 \text{ kJ/mol}$
- 18) $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ Reacción Shift $\Delta H_{25^\circ C} = -41 \text{ kJ/mol}$

La reacción (2) es la reacción de pirólisis.

Desde la reacción (3) hasta la reacción (8), parte de los gases y de los vapores generados se queman, de manera que aportan energía para que las reacciones propiamente denominadas de *gasificación* tengan lugar.

La reacción (10), conocida como “reacción agua-gas”, produce la gasificación del *char* en vapor

La reacción (12), conocida como “hidrogenación”, supone la gasificación del *char* en una atmósfera de hidrógeno, lo que conlleva a la producción de metano

La reacción (13), conocida como “Reacción Boudouard” es la gasificación del *char* en dióxido de carbono

La reacción (17) es la reacción que más influencia tiene sobre el poder calorífico del gas combustible, ya que de ella depende que se produzca mayor o menor cantidad de hidrógeno.

La reacción (18) o “reacción Shift” es una reacción fase-gaseosa importante. Aumenta el contenido de hidrógeno del producto de gasificación, a expensas del monóxido de carbono. Este es un paso previo en la producción de *syngas* en el gasificador, donde la relación de hidrógeno y monóxido de carbono en el gas producto es crítica. Esta reacción es ligeramente exotérmica, y su rendimiento disminuye lentamente con la temperatura. Dependiendo de la

temperatura, puede ser conducido en cualquier dirección, es decir, productos o reactivos. Sin embargo, no es sensible a la presión

5.1.1 Parámetros de influencia

Los parámetros que influyen en la reacción son: agentes gasificantes, temperatura, presión, tipo de combustible y tecnología de gasificación.

Agentes gasificantes:

Aire: Debido al contenido en nitrógeno las concentraciones de NO_x aumentan, y no se alcanzan temperaturas tan altas → gas más sucio y menor contenido en hidrógeno y menor poder calorífico.

Oxígeno: Se alcanzan temperaturas elevadas y se produce más hidrógeno y monóxido de carbono → es la opción más común, pero conlleva más coste económico.

Vapor de agua: Aumenta la producción de hidrógeno, monóxido de carbono y metano, a un coste muy elevado, debido al consumo de agua. Se emplea como gas de síntesis para amoníaco, metanol, gasolinas u otros compuestos.

Hidrógeno: Se obtiene un *syngas* con alto poder calorífico, capaz de sustituir al gas natural. El propio hidrógeno es el gas principal que se quiere adquirir por su valor energético, por lo que a nivel industrial no tiene sentido emplearlo. Solo se emplea en casos de excedentes de pureza, como en pilas de combustible.

Temperatura

Con su incremento se aumentan las concentraciones de hidrógeno y monóxido de carbono, mientras que las de vapor de agua y dióxido de carbono disminuyen. Además, a partir de 650°C se produce el *craqueo* de los líquidos de pirólisis y el gas es más limpio, pues no contiene tantos hidrocarburos pesados. Cuanto mayor sea la velocidad de calentamiento, más se favorece este fenómeno. Como inconveniente, existe la posibilidad de la fusión de las cenizas, hecho que hay que tener en cuenta para su evacuación, sin que se dañe el reactor.

La gasificación con temperaturas inferiores a 650°C puede ser utilizada para la generación de amoníaco y gasolinas, mediante el proceso de Fischer Tropsch³

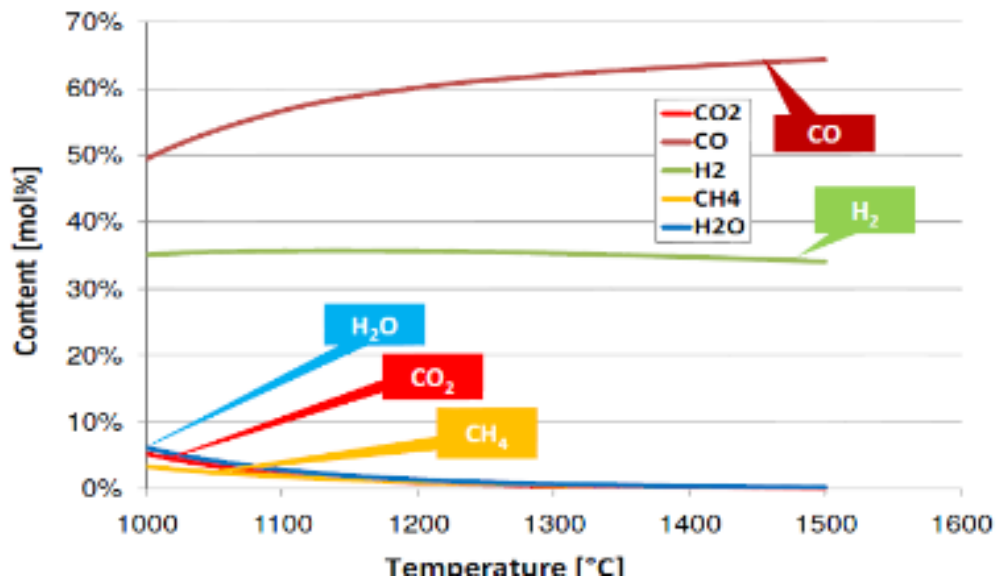


Figura 9: Influencia de la temperatura; $P = 30$ bares

Presión

Cuanto más elevada sea, más se favorece la formación de aceites y alquitranes, disminuyendo las concentraciones de monóxido de carbono e hidrógeno.

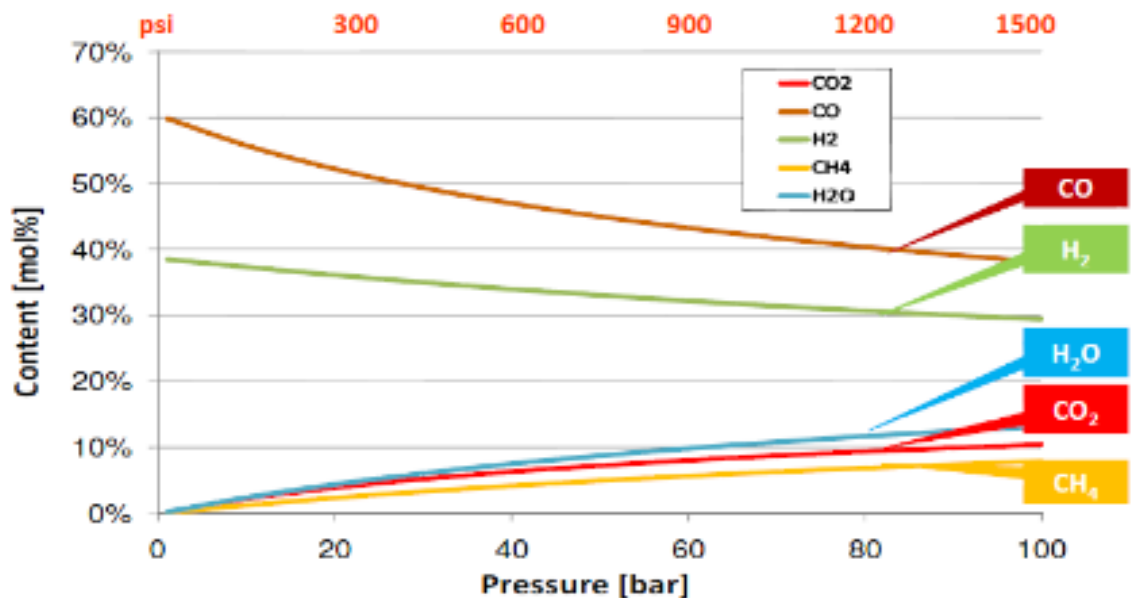


Figura 10: Influencia de la presión; $T = 1.000^{\circ}\text{C}$

Tipo de combustible

Según su composición, varían el poder calorífico, y los productos finales del *syngas*. Por ejemplo, si se compara la gasificación del carbón y la biomasa, el carbón tiene más contenido

en carbono, hidrógeno y azufre, consecuentemente, el gas combustible tiene mayor poder calorífico y más emisiones de óxidos de azufre.

Tecnología de gasificación:

El tipo de gasificador que se emplea influye en las características del *syngas*.

5.2 Tipos de gasificadores

Se clasifican en función del movimiento del sólido dentro del reactor en: lecho fijo, lecho móvil, lecho fluidizado y lecho arrastrado.

5.2.1 Lecho fijo y lecho móvil

El principio de funcionamiento es el mismo en ambos casos. La diferencia reside en que, en el lecho móvil la alimentación del sólido es continua, mientras para el lecho fijo no lo es. Para aplicaciones industriales se emplea en general el lecho móvil, que se clasifica según el sentido de movimiento del sólido y del gas producto en: lecho móvil en contracorriente (updraft) y lecho móvil en flujo paralelo (downdraft).

Lecho móvil en contracorriente (updraft)

El sólido (carbón o biomasa) se alimenta en sentido contrario al del que el gas producto circula. Como se muestra en la imagen, el carbón va aumentando su temperatura según va descendiendo en el reactor, y las distintas etapas de la reacción se van sucediendo: En primer lugar, el sólido se seca en la parte superior, a la vez que enfría el *syngas* antes de su salida. Posteriormente, comienza la desvolatilización en la zona de pirólisis y el *char* reacciona con los gases y se produce la gasificación. En la zona más baja el *char* sobrante se oxida con oxígeno, y es ahí donde se encuentra la temperatura más alta. Este modo de gasificación es el más antiguo y simple.

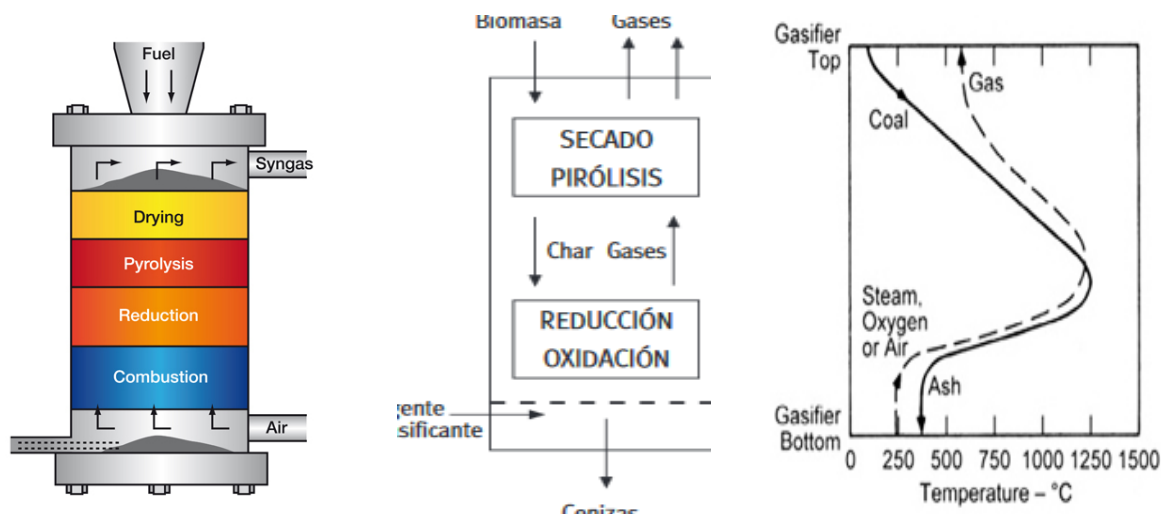


Figura 11: Lecho móvil en contracorriente

Ventajas:

- Sencillez de construcción y operación
- Elevada eficiencia $\approx 80\%$ (en frío)
- Bajas cantidades de oxígeno o aire
- Acepta tamaños de partículas altas (reduce coste de preparación de material)
- Alto contenido de metano en el gas combustible

Desventajas:

- Gas sucio con alto contenido en hidrocarburos pesados
- Necesidad de sistema de limpieza, si se quiere emplear en turbina de gas
- No acepta tamaños de partícula muy pequeños
- Bajo contenido en sólidos

Existen dos tipos principales de gasificadores que operan con esta tecnología “*Lurgi dry ash gasifier*” y “*British Gas/Lurgi or BGL gasifier*”. El primero produce cenizas en estado sólido, debido a que se disminuye la temperatura con el flujo de gasificante que entra, mientras que en el segundo, las temperaturas que se alcanzan son más elevadas y las cenizas se llegan a fundir.

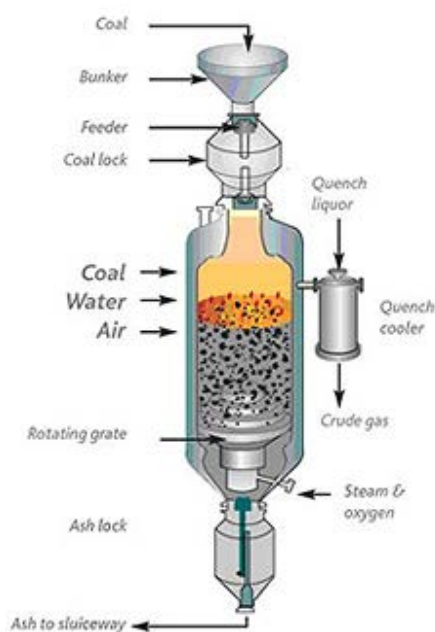


Figura 12: Lurgi dry ash gasifier
(Fuente: Sasol)

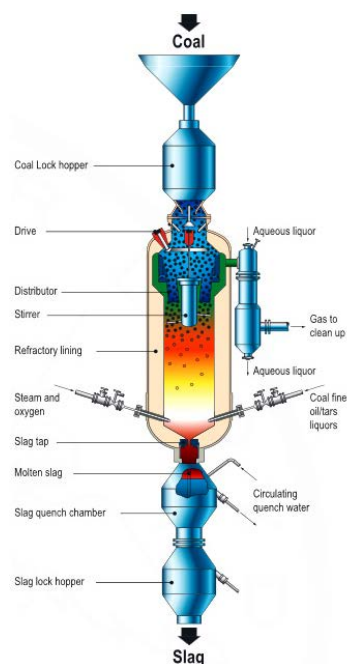


Figura 13: British Gas/Lurgi or BGL gasifier
(Fuente: GL Ind. Services, Leicestershire, UK)

Lecho móvil en flujo paralelo (downdraft)

El combustible sólido y el gas producto se mueven en el mismo sentido. Las reacciones ocurren en el mismo orden que en un gasificador a contracorriente, pero en este caso, los volátiles condensables son forzados a pasar por la zona de mayor temperatura (donde se está produciendo la combustión), de manera que la mayor parte de ellos se queman. Como consecuencia, el gas combustible que se obtiene es mucho más limpio debido a que su contenido en alquitranes es bajo.

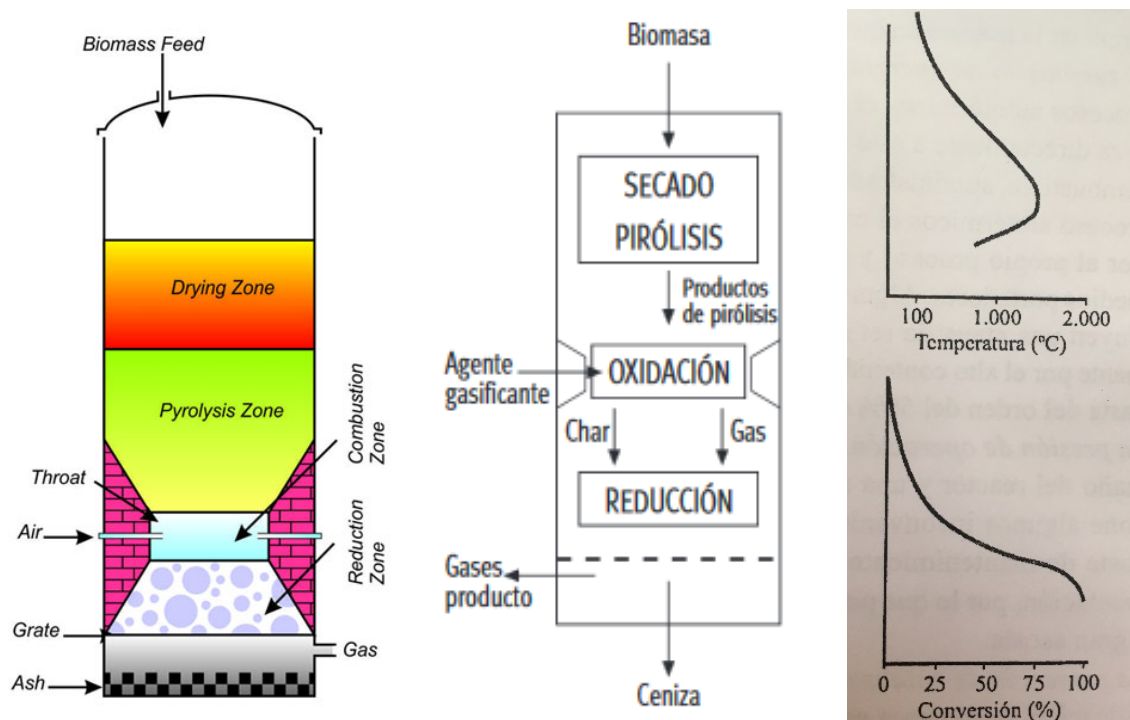


Figura 14: Gasificador de lecho móvil en flujo paralelo (downdraft)

Ventajas:

- Fácil construcción y operación
- Admite tamaños de partículas entre 1 a 10 cm
- Mayor control de la temperatura de la salida del gas
- Menor inversión en limpieza del gas
- Apropiado para la generación de electricidad mediante gasificación de biomasa
- Tiempo hasta alcanzar temperatura de trabajo menor que en contracorriente

Desventajas:

- Menor eficiencia puesto que el gas sale a mayor temperatura
- Solo admite biomasa con humedades menores del 30%
- Limitación entre el tamaño de partícula y el diámetro del gasificador

5.2.2 Lecho fluidizado

El objetivo es conseguir una homogenización en todas las zonas del reactor. Para ello el sólido entrante se mezcla con un material inerte en estado líquido o gaseoso, que reside en el reactor. Mediante la entrada del agente oxidante a una velocidad mínima, que depende del tamaño de las partículas a fluidizar, se consigue que el conjunto adquiera las características de un fluido. El ratio entre material inerte y biomasa se sitúa entorno al 90 - 98%. La temperatura se mantiene constante en todo el reactor entre 800 y 1.000°C, lo que implica una velocidad alta de transferencia de calor, y que las reacciones de secado, pirólisis, gasificación

y combustión ocurran de manera simultánea en todas las partes del reactor. El gas combustible se evacua por arriba y arrastra ciertas partículas de cenizas, siendo necesario someterlo a un proceso de limpieza.

Ventajas:

- Mayor flexibilidad con el tipo de combustible: tecnología más apropiada para biomasa
- Homogeneidad del *syngas*
- Alto grado de conversión del sólido en gas combustible $\approx 90\% - 99\%$

Desventajas:

- Necesidad de limpieza del gas
- Complejidad en el arranque y la desconexión
- Necesidad de limpieza del gas combustible
- Posibilidad de fusión de cenizas, menor temperatura más contenido en *tars*.
- Tamaños de partículas menores de 10 mm

Según la velocidad de entrada del agente oxidante se distinguen tres tipos de lecho fluidizado: burbujeante, circulante y turbulento.

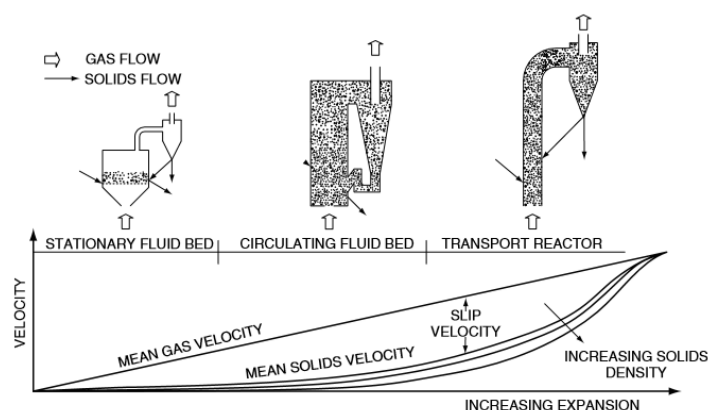


Figura 15: Lechos fluidizados en general

Lecho fluidizado burbujeante

Como se muestra en la Figura 16, el sólido entra y se mezcla con las partículas de arena. La arena se encuentra en un estado vítreo y burbujeante. Esto es debido a que el agente gasificante entra por debajo a una velocidad alta, manteniendo en suspensión a una gran parte de las partículas de arena o material inerte y al sólido. Las partículas se gasifican en suspensión y el *syngas* se evacua por arriba. Es necesario forzar que el gas producto pase por un ciclón, puesto que con él se arrastran partículas de cenizas, que es necesario separar. En este tipo de reactores existe la posibilidad de que partículas muy finas no sean separadas por el ciclón y causen problemas en el sistema.

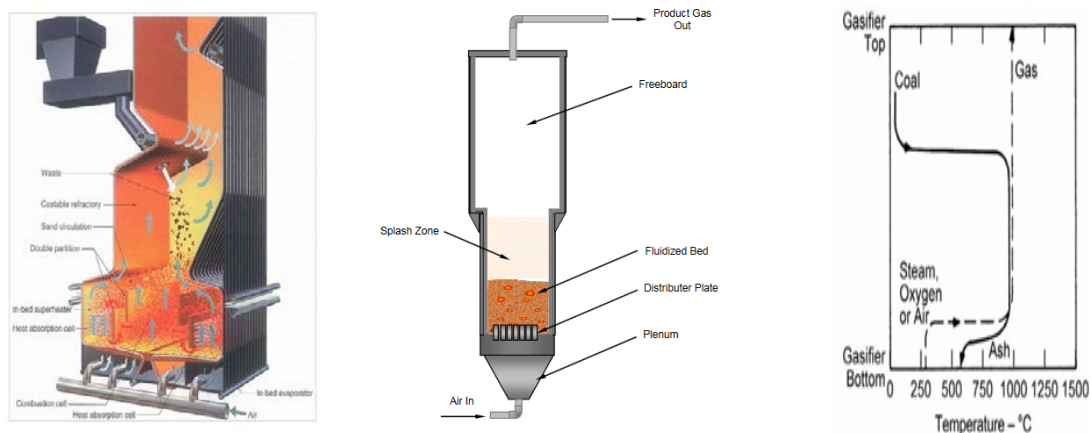


Figura 16: Gasificador de lecho fluidizado burbujeante

Lecho fluidizado circulante

El aumento de la velocidad de la corriente entrante, permite que el sólido y el gas se mezclen mejor, favoreciendo la transferencia de calor y masa. Las partículas de combustible pasan por el ciclón, y son devueltas al reactor hasta que son gasificadas por completo. El resultado de esta tecnología es un gas mucho más limpio y con un contenido muy bajo en alquitranes. La principal ventaja de este tipo de gasificador es la capacidad que tiene para aceptar distintos tamaños de partícula, y, ya sean más grandes o pequeños, permanecen en el reactor hasta que son totalmente gasificados. Por ello, el ratio de conversión es muy alto, entorno al 95%.

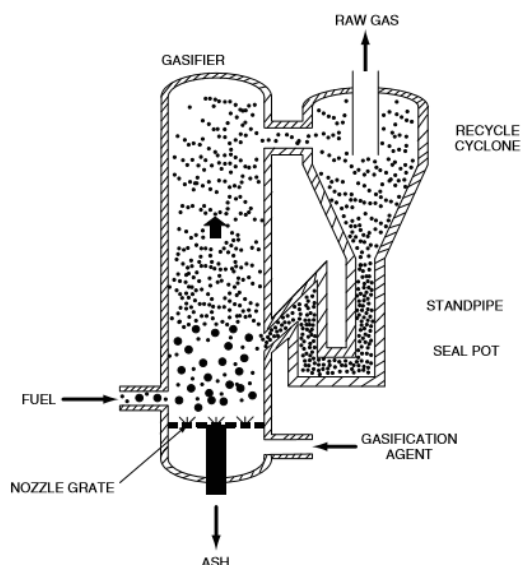


Figura 17: Gasificador de lecho fluidizado circulante

Lecho fluidizado turbulento

Con el aumento de la velocidad, las condiciones de transferencia de calor y la capacidad de conversión aumentan. El reactor mostrado en la Figura 18 estaba diseñado para combustión de carbón, y fue adaptado para realizar la gasificación, logrando una conversión del 98% de carbón en *syngas*. Se demostró, por tanto, que cuanto mayor es la velocidad, mayor es la eficiencia del proceso de gasificación. El gasificador de la Figura 18 también puede ser clasificado en la categoría de circulante, pues según que fuentes se consulten, solo se diferencia entre lecho burbujeante y circulante, incluyendo este régimen de velocidad en la categoría de lecho fluidizado circulante

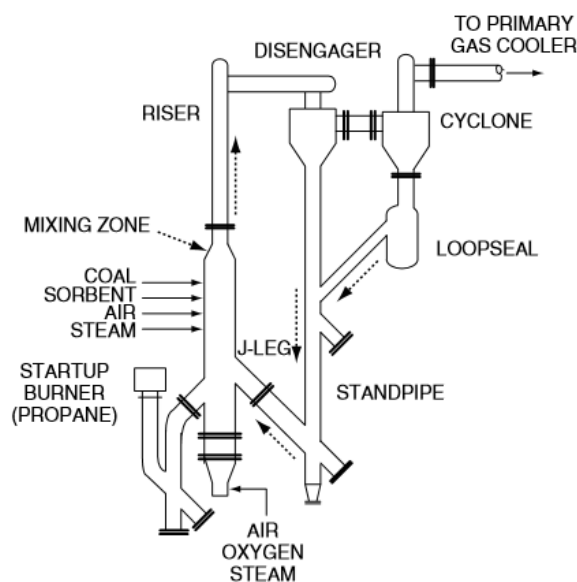


Figura 18: Gasificador de lecho fluidizado turbulento

5.2.3 Lecho arrastrado

Es la tecnología más común para la gasificación de carbón. El carbón entra pulverizado junto con agua (alimentación húmeda) o nitrógeno (alimentación seca) y se encuentra suspendido gracias a la corriente del agente gasificante. El tamaño tan pequeño de las partículas, junto con el hecho de encontrarse en suspensión, favorecen la transferencia de calor y aceleran el proceso de gasificación. El sólido se gasifica en cuestión de segundos cuando entra al reactor, y según el *syngas* avanza, se va enfriando para mejorar el proceso de limpieza posterior. En el caso del carbón, el ratio de conversión puede alcanzar el 99,5%. El gas producto contiene muy pocas cantidades de *tars*, debido a las altas temperaturas que se llegan a alcanzar, entorno a los 1.300 - 1.500°C. Las cenizas en este tipo de reactores se llegan a fundir y hay

que tener especial precaución con el sistema de evacuación. Este modo de operación se utiliza en los ciclos combinados cuando se gasifica carbón. Por ello están presurizados, ya que el gas producto debe estar a la presión adecuada para que después de ser quemado en una cámara de combustión, se expanda en una turbina de gas y genere el máximo trabajo posible.

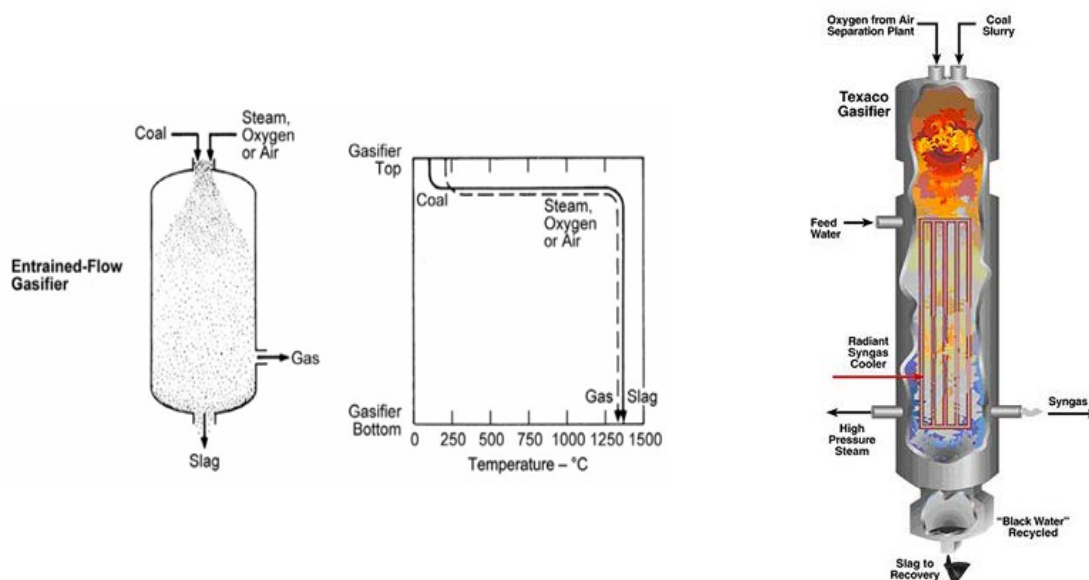


Figura 19: Gasificador de lecho arrastrado

Ventajas:

- Conversión de carbón entorno al 99%
- No genera líquidos hidrocarburados
- Rápida respuesta de control
- Escoria reutilizable fácilmente
- Acepta distintos tipos de combustibles: tecnología más desarrollada para carbón y coque de petróleo

Desventajas:

- Tamaño de partícula muy pequeño (1cm): costes elevados de preparación
- Solo rentable para unidades grandes
- En la mayoría de los casos se trabaja con oxígeno puro: necesidad de unidad de fraccionamiento de aire

5.3 Gasificadores desarrollados por distintas compañías o instituciones

En las siguientes imágenes se muestran algunas de las diversas configuraciones de gasificadores desarrolladas por distintas compañías o instituciones.

5.3.1 Gasificador Texaco

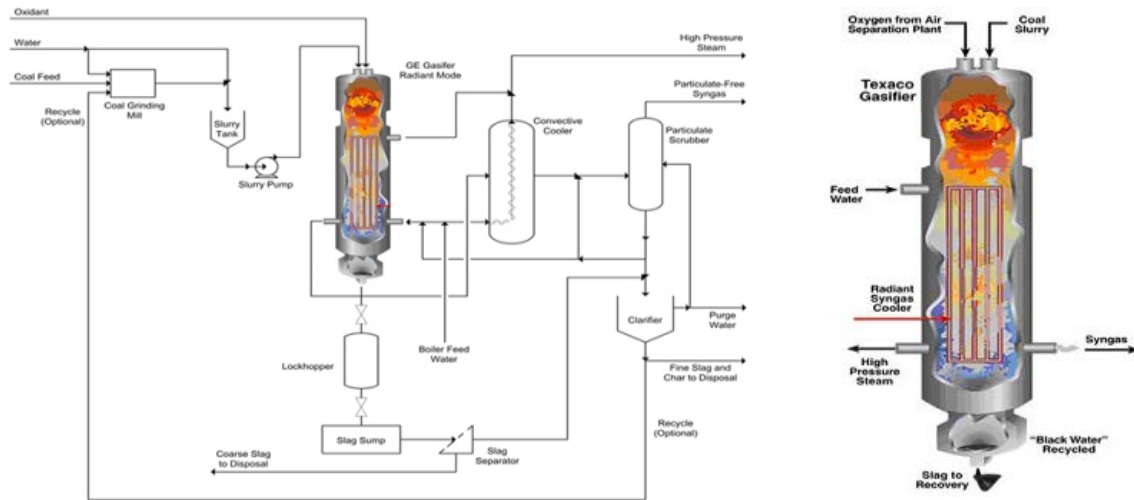


Figura 20: Gasificador Texaco

- Alimentación húmeda y oxígeno puro
- Presión de trabajo mayor de 20 bares
- Temperatura del interior del reactor entorno a los 1.480°C
- Conversión de carbón entorno al 97,5%
- 65 unidades construidas y 20 en proceso, con distintas aplicaciones:
 - Generación de energía: Tampa Electric Polk River IGCC (250 MW) Plant, Florida, U.S.
 - Generación de productos químicos: Eastman Chemicals coal-to-chemicals plant, Tennessee, U.S.

5.3.2 Gasificador CB&I E-Gas

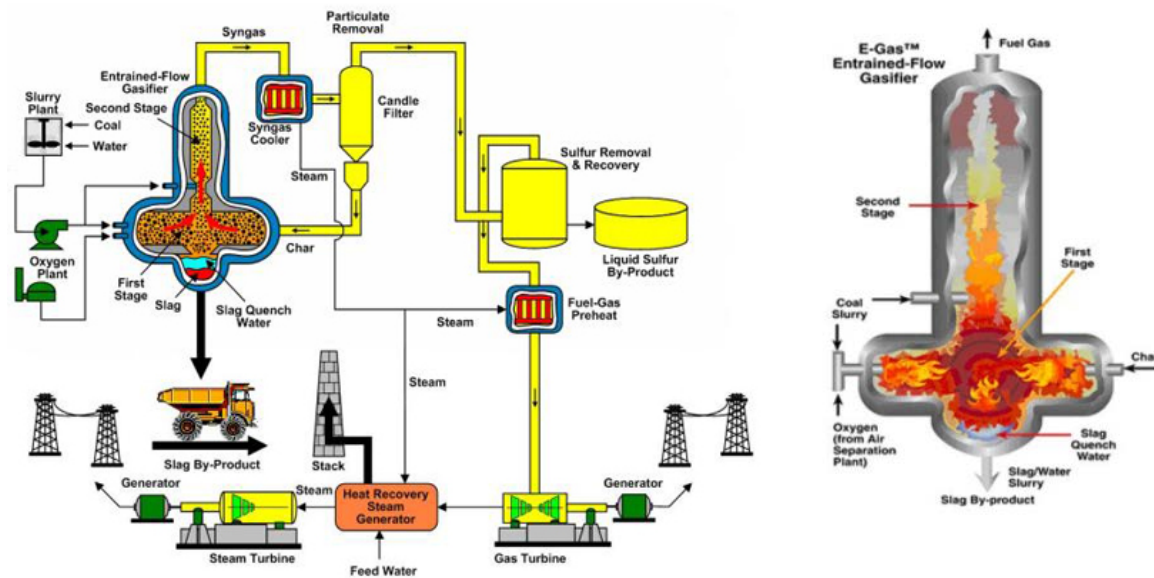


Figura 21: Gasificador CB&I E

- Alimentación húmeda
- Trabaja con presiones de hasta 400 psig
- Se alcanzan temperaturas de 1.430°C
- Se divide en dos etapas: en la primera, el carbón se gasifica con oxígeno y en la segunda, los restos de *char* reaccionan sin oxígeno con el *syngas*, consiguiendo que este se refrigere.
- Ejemplo de planta : Wabash River IGCC Power Plant de 260MW

5.3.3 Gasificador Siemens

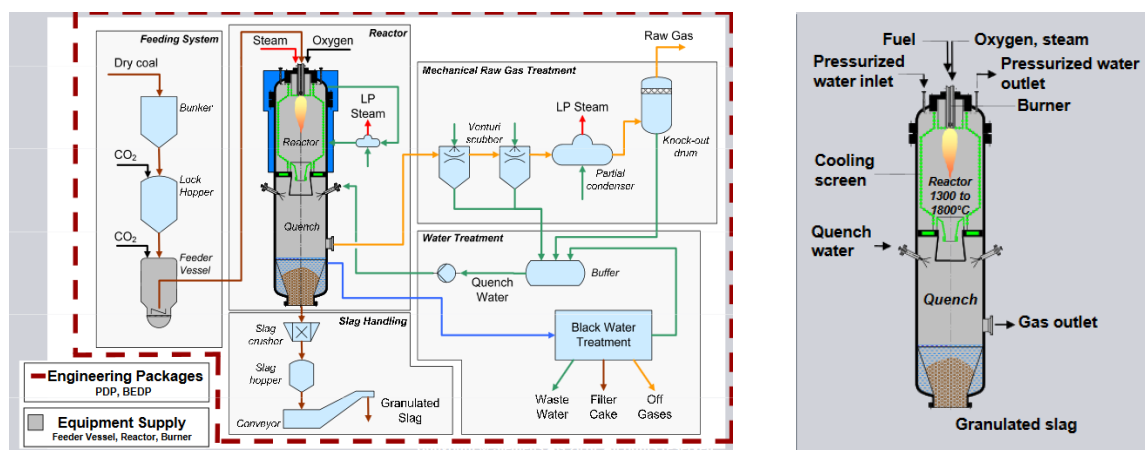


Figura 22: Gasificador Siemens

- Alimentación húmeda
- Temperatura de hasta 1.800°C
- Eficiencia de conversión superior al 98%
- Empleados también para la síntesis de amoníaco y metanol.

5.3.4 Gasificador Mitsubishi

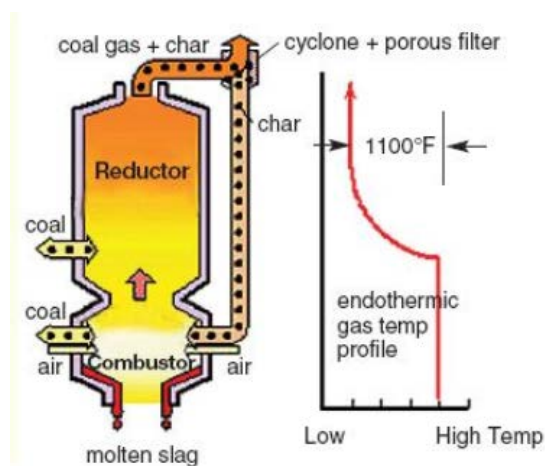


Figura 23: Gasificador Mitsubishi

- Funcionamiento parecido al Gasificador CB&I E-Gas, pero especialmente diseñado para trabajar con aire de la forma más eficiente posible, en vez de con oxígeno puro, para ahorrar los costes de una unidad de fraccionamiento de aire.

5.3.5 Gasificador ECUST

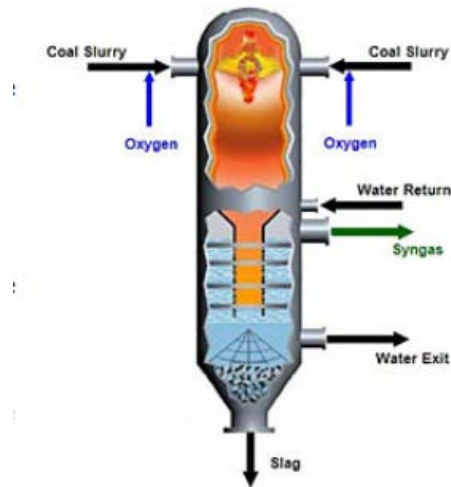


Figura 24: Gasificador ECUSTI

- Desarrollado por East China University
- Alimentación húmeda o seca
- Como característica novedosa, un sistema múltiple de quemadores que permite variar las condiciones de operación
- Puede llegar a gasificar 3.000 toneladas por día
- Se emplea tanto para la generación de energía como para producción de productos químicos

5.3.6 Gasificador EAGLE (Energy Application for Gas, Liquid, and Electricity)

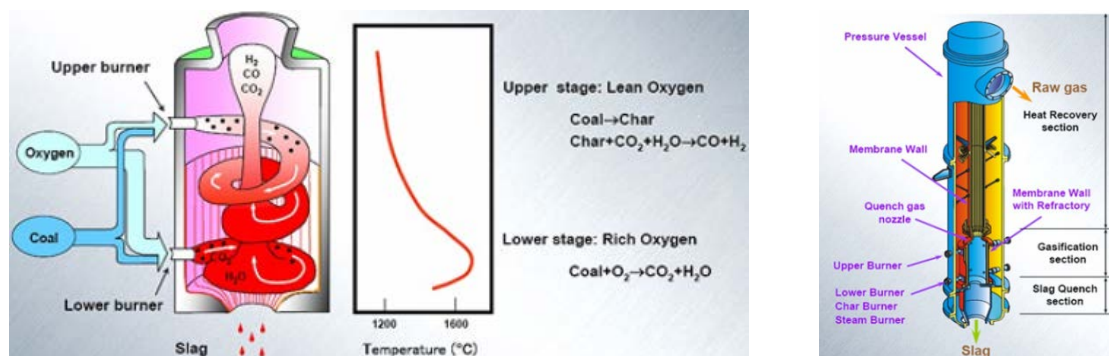
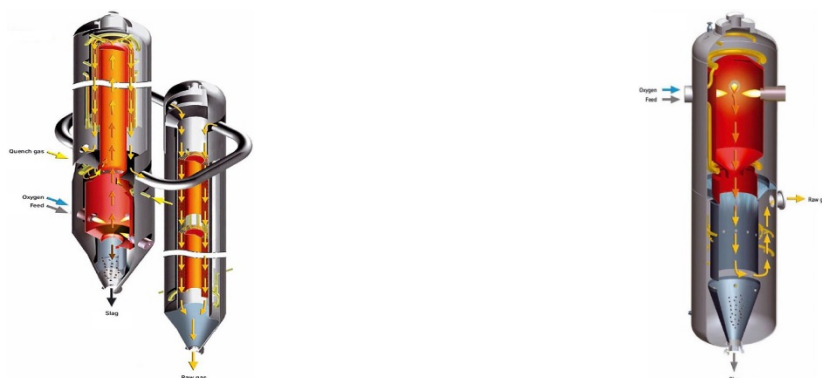


Figura 25: Gasificador EAGLE

- Este gasificador también trabaja con dos etapas, pero tiene como innovación la forma espiral que se aprecia en la imagen
- La forma espiral contribuye al aumento de la resiliencia de las partículas del sólido (mejorando la eficiencia de la gasificación) y contribuye a mejorar la evacuación de las cenizas por las diferencias de presión que se forman
- Trabaja con oxígeno puro
- Diseño Japonés y relativamente nuevo (año 2002)

5.3.7 Gasificador PRENFLO



PSG (Prendlo with Steam Generator)

PDQ (Prendlo with Direct Quench)

Figura 26: Gasificadores PRENFLO

- Creado por la marca Krupp Koppers en 1997
- Alimentación seca
- Existen dos modelos, el PSG (*Prendlo with Steam Generator*) con generación de vapor y el PDQ (*Prendlo with Direct Quench*) con enfriamiento directo
- El PSG incorpora una caldera por donde circula el gas producto, obteniendo un gas con mayor eficiencia y menos contaminante
- El modelo PSG fue instalado en la planta de gasificación de Puerto Llano y más adelante se estudia su funcionamiento

6 LA CENTRAL DE PUERTO LLANO

6.1 Orígenes

ELCOGAS es una Sociedad Anónima que se constituyó en 1992 con el objetivo de construir y explotar una Central de Gasificación Integrada en un Ciclo Combinado, GICC, de 335 MW ISO, así como para comercializar su tecnología. Propiedad de las principales empresas eléctricas europeas, entre las que destacan Endesa (ahora Enel), Électricité de France e Iberdrola, fue la primera central de demostración de la tecnología de Gasificación Integrada en Ciclo Combinado en España, y entonces, la mayor del mundo que utilizara carbón.

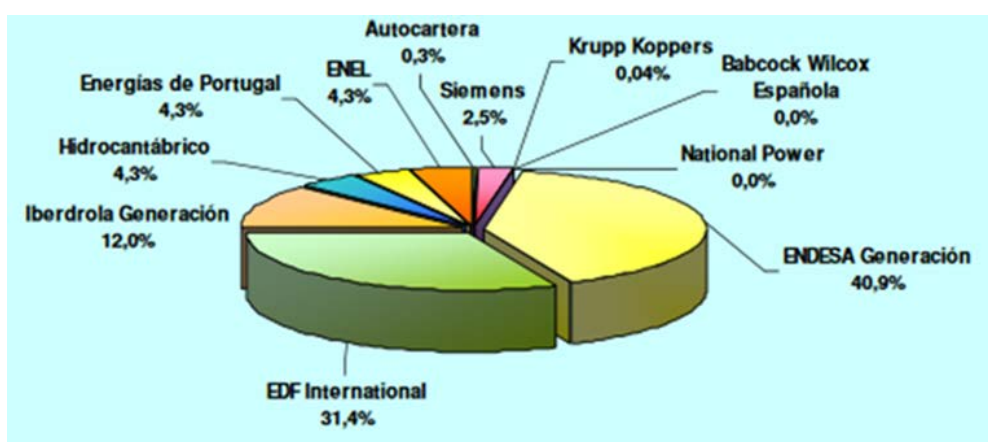


Figura 27: Empresas participantes en ELCOGAS S.A.

Esta tecnología basada en el proceso de Gasificación PRENFLO (ver apartado anterior) permite emplear combustibles fósiles como el carbón o el coque de petróleo de forma más limpia, reduciendo las emisiones de gases contaminantes y el consumo de agua. También permite el uso de otros combustibles alternativos, como biomasa o residuos sólidos urbanos, en general cualquier material orgánico. Los residuos sólidos (azufre, cenizas y escorias) obtenidos en la producción y limpieza del gas son comercializables, con lo que se transforman en subproductos del proceso que son útiles en el mercado. Además, la emisión de contaminantes es mínima, inferior a las más exigentes normas de emisión españolas y comunitarias. Por último, el alto rendimiento de la Central, un 15% por encima de la media obtenida por otras centrales térmicas convencionales, permite reducir de forma considerable las emisiones de CO₂ y el consumo de agua.

Enclavada en la localidad de Puerto Llano, en la provincia de Ciudad Real, la elección de esta localización no fue casual, pues a escasos kilómetros se encuentran la mina de carbón explotada por Encasur (Endesa) y una refinería de crudo de la compañía Repsol. De este

modo, la planta se alimentaba de los productos ofrecidos por estas dos compañías: carbón y coque de petróleo.

La central se empezó a construir en 1993, en enero de 1996 se puso en marcha por primera vez la unidad de ciclo combinado con gas natural y en marzo de 1998 lo hizo con gas de carbón.



Figura 28: Localización de la planta GICC

La central estuvo funcionando hasta enero de 2016, cuando por motivos económicos se cesó la actividad. La empresa gestora había acumulado un cantidad importante de deudas durante los años de explotación de la central, aunque el motivo principal que llevó al cierre de la central fue la decisión que tomó el gobierno de dejar de repartir primas por la quema de carbón nacional.

6.2 Datos generales

En modo de gasificación (teóricos):

- Potencia neta/bruta: 283 MW/ 317,7 MW
- Rendimiento neto/ bruto: 42,2%/ 52,4%
- Consumo específico en g/kWh:
 - Emisiones SO_x: 0,07
 - Emisiones NO_x: 0,4
 - Emisiones CO₂: 727
 - Partículas: 0,02

Turbina de gas:

- Marca y modelo: Siemens V94.3
- Potencia (condiciones ISO): 200 MW
- Ratio de compresión: 15:1
- Temperatura de entrada de gases: 1.120°C
- Temperatura de salida de gases: 539°C
- Eficiencia térmica: 34,6%

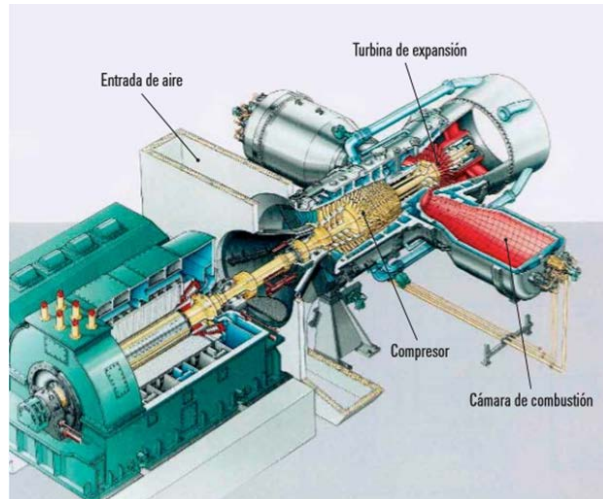


Figura 29: Turbina de gas

Turbina de vapor:

- Marca y modelo: Siemens K30-16-1
- Potencia (condiciones ISO): 135 MW
- Presión máxima de entrada: 122 bares
- Un sangrado
- Un recalentamiento

Cámara de combustión:

- Dos cámaras laterales del tipo silo horizontal
- Ocho quemadores duales por cámara

Caldera de recuperación:

- Tres niveles de presión: 122, 35 y 6,5 bares
- Superficie de intercambio: 300.000 m²
- Temperatura gases de escape chimenea: 103°C

Condensador:

- Condensador de superficie
- Presión de entrada 0,07 bares
- Temperatura de entrada 40°C
- Torre de refrigeración de tiro natural

Gasificador:

- Fabricante: KEPSCO Group y ThyssenKrupp Industrial Solutions
- Modelo: PRENLO (PSG)
- Diámetro: 3,8 m
- Presión de trabajo: 25 bares
- Capacidad de combustible alimentado: 2.600 Tn/día
- Capacidad de producción de gas crudo: 180.000 Nm³/h
- Temperatura: 1.200 - 1.600°C

Unidad de fraccionamiento del aire:

- Marca: Air Liquide
- Pureza del oxígeno: 85%
- Caudal máximo de aire: 288.000 Nm³/h
- Consumo de auxiliares: 28,7 MW

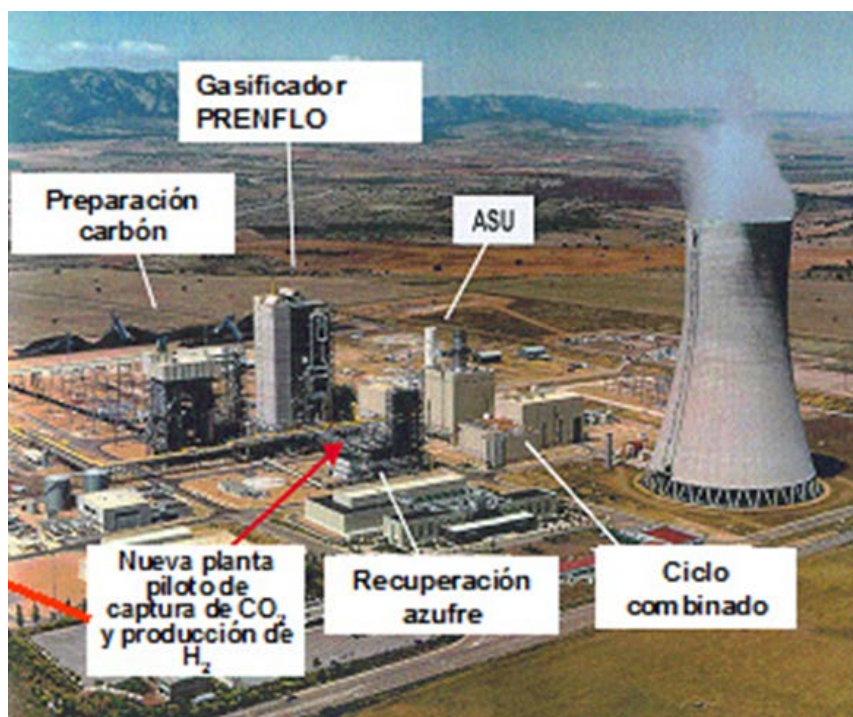


Figura 30: Distribución de las unidades en la central de Puerto Llano

6.3 Cálculos del ciclo combinado

6.3.1 Introducción

La función de un compresor y de una bomba es aumentar la presión de un fluido. Este proceso conlleva un aumento de temperatura. Se denomina proceso **isentrópico** cuando el proceso es reversible, es decir, si se realizara la acción contraria, se podría llegar de nuevo al punto de partida. En la vida real los procesos no son isentrópicos, y por tanto existe un rendimiento. Este rendimiento se define como la división entre el trabajo ideal y trabajo real.

La función de las turbinas es la inversa que la de los compresores, pues a cambio de generar un trabajo mecánico, el fluido pierde presión y por tanto se enfría. En este caso, el rendimiento se define como la división entre el trabajo real y el trabajo ideal.

A continuación, se va a demostrar de manera simplificada el proceso de cálculo para los datos del ciclo combinado. Se emplea el primer principio de la termodinámica, que se expresa mediante la siguiente formula general:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = \dot{Q} - \dot{W} + \sum_e \dot{m}_e \left(h_e + \frac{1}{2} C_e^2 + g \cdot z_e \right) - \sum_s \dot{m}_s \left(h_s + \frac{1}{2} C_s^2 + g \cdot z_s \right)$$

$$h = c \cdot T + \frac{p}{\rho}$$

Donde:

E_{vc} = Energía

C = Velocidad

Q = Calor

h = Entalpía

W = Trabajo

c = Calor específico

m = Caudal másico

T = Temperatura

h = Entropía

p = presión

$g \cdot z$ = Energía potencial ($g = Cte.$ Gravedad; $z = altura$)

ρ = Densidad

Los subíndices “e” y “s” se refieren a valores de entrada y salida

6.3.2 Ciclo Brayton

Compresor

Nota: Se considera el aire un gas ideal caloríficamente perfecto

Datos de partida:

Temperatura de entrada ($T_{entrada} = 15^\circ C$)

Presión de entrada ($P_{entrada} = 1 atm$)

Ratio de compresión ($\Pi = 15$)

Rendimiento isentrópico $\eta_{compresor} = 0,9$ (estimado)

Caudal de aire ($\dot{m}_{aire} = 537 kg/s$)

$$\eta_{compresor} = \frac{W_{ideal}}{W_{real}} = \frac{h_{salida ideal} - h_{entrada}}{h_{salida} - h_{entrada}} = \frac{\dot{m}_{aire} \cdot (C_p \cdot \Delta T_{ideal} + \frac{\Delta P}{\rho})}{\dot{m}_{aire} \cdot (C_p \cdot \Delta T_{real} + \frac{\Delta P}{\rho})}$$

$$= \frac{T_{salida ideal} - T_{entrada}}{T_{salida real} - T_{entrada}}$$

$$T_{salida ideal} = (\Pi)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \cdot T_{entrada} = 351^\circ C$$

$$T_{salida real} = \frac{T_{salida ideal} + T_{entrada} \cdot (\eta_{compresor} - 1)}{\eta_{compresor}} = 388,3^\circ C$$

Dónde:

C_p Capacidad calorífica a presión constante

C_v Capacidad calorífica a volumen constante que para el aire tiene un valor de 1,4

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

La potencia consumida por el compresor será:

$$W_{real} = \dot{m}_{aire} \cdot C_{paire} \cdot \Delta T_{real}$$

$$W_{real} = -200,04 \text{ MW}$$

$$\dot{W}_{real} = -0,0373 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \text{ (Potencia específica)}$$

Cámara de combustión

Datos de partida:

$$\dot{m}_{syngas} = 120,2 \frac{\text{kg}}{\text{s}}, \dot{m}_{aire} = 537 \frac{\text{kg}}{\text{s}}, T_{entrada \text{ aire}} = 388,3 \text{ }^{\circ}\text{C}, T_{entrada \text{ syngas}} = 302,0 \text{ }^{\circ}\text{C}$$
$$PCI_{syngas} = 4242 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q = \dot{m}_{aire} \cdot h_{e,a} + \dot{m}_{syngas} \cdot h_{e,s} - (\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot h_s = \dot{m}_{aire} \cdot C_{paire} \cdot T_{entrada} + \dot{m}_{syngas} \cdot C_{p,syngas} \cdot T_{entrada \text{ syngas}} - (\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot T_{salida}$$
$$Q = -541,3 \text{ MW}$$

Este calor debe corresponderse con el calor aportado de la quema del syngas

$$Q_{syngas} = \dot{m}_{syngas} \cdot PCI_{syngas}$$

$$Q_{syngas} = 509,9 \text{ MW}$$

$$^* \text{ Se asume } C_{p \text{ syngas}} \approx C_{paire} = 1000 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Turbina de gas

Se asume que:

$$\eta_{turbina \text{ gas}} = 0,78$$

$$\Pi = 15$$

$$T_{entrada} = 1120^{\circ}\text{C}$$

$$\eta_{turbina\ gas} = \frac{W_{real}}{W_{ideal}} = \frac{h_{salida} - h_{entrada}}{h_{salida\ ideal} - h_{entrada}}$$

$$= \frac{(\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot (C_p \cdot \Delta T_{real} + \frac{\Delta P}{\rho})}{(\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot (C_p \cdot \Delta T_{real} + \frac{\Delta P}{\rho})} = \frac{T_{salida\ real} - T_{entrada}}{T_{salida\ ideal} - T_{entrada}}$$

$$T_{salida\ ideal} = \left(\frac{1}{\Pi}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \cdot T_{entrada} = 369,57^{\circ}\text{C}$$

$$T_{salida\ real} = \eta_{turbina\ gas} \cdot (T_{salida\ ideal} - T_{entrada}) + T_{entrada} = 534,6^{\circ}\text{C}$$

$$W_{real} = (\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot C_{paire} \cdot \Delta T_{real} = 384,7\text{MW}$$

$$\dot{W}_{real} = 0,585 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$W_{TG\ total} = W_{real\ turbiba} + W_{real\ compresor}$$

$$W_{TG\ total} = 184,66\text{MW}$$

6.3.3 Ciclo Rankine

Se ha simplificado el ciclo de la siguiente forma:

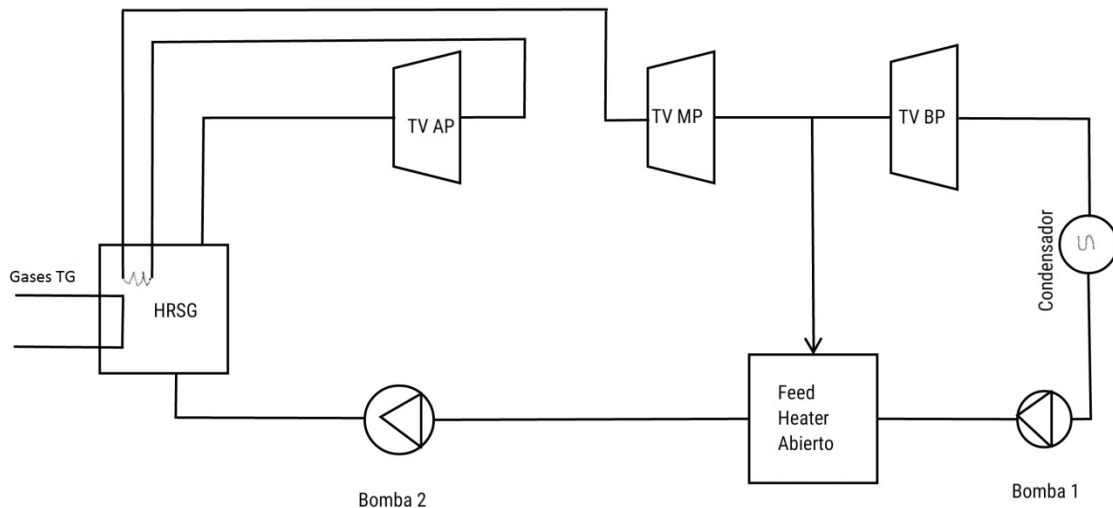


Figura 31: Ciclo Rankine simplificado

La turbina está compuesta por dos cuerpos, uno de alta y media presión, y otro de baja presión con doble flujo.

El agua se calienta en el *Heat Recovery System Generator* (HRSG) gracias al intercambio de calor con los gases de salida de la turbina de gases. El vapor generado pasa primero por la turbina de alta presión, a continuación, este vapor se recalienta de nuevo en el HRSG y se expande en el módulo de media presión. Después, una pequeña parte del vapor se sangra a un *feed heater*, mientras el resto se expande en el cuerpo de baja presión. Seguidamente, el vapor se condensa en el condensador.

Datos de partida:

Presión alta de vapor	$P_a = 122 \text{ bar}$
Temperatura de vapor alta presión	$T_a = 509 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Entropía alta presión	$h_a \approx 3380 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$
Presión de media	$P_m = 29 \text{ bar}$
Temperatura de vapor media presión	$T_m = 516 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Entropía media presión	$h_m \approx 3510 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$
Presión de baja	$P_b = 6 \text{ bar}$
Presión entrada condensador	$P_c = 0,07 \text{ bar}$
Temperatura salida condensador	$T_{c.\text{salida}} = 40^{\circ}\text{C}$
Temperatura de salida de gases del HRSG	$T_{\text{HRSG salida gases}} = 103^{\circ}\text{C}$
Potencia total	$W_{\text{total TV}} = 135,4\text{MW}$

Datos asumidos:

$$\eta_{\text{turbina vapor}} = 0,8$$

$$\eta_{\text{bomba}} = 0,8$$

$$c_{\text{agua}} = 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Feed heater abierto

Al no tener el caudal de agua, se calculan las potencias específicas, y con ellas se intentará estimar el caudal que circularía.

Las entropías h , se han obtenido del diagrama T-S y son aproximadas, por ello se emplea el símbolo \approx

Turbina de vapor AP

$$\eta_{turbina\ gas} = \frac{W_{real}}{W_{ideal}} = \frac{h_a - h_{a\ salida}}{h_a - h_{a\ salida\ ideal}}$$

$$h_{a\ salida\ ideal} \approx 2840 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_{a\ salida} = h_a - \eta_{turbina\ gas} \cdot (h_a - h_{a\ salida\ ideal}) \approx 2948 \frac{kJ}{kg}$$

$$T_{a\ salida} = 260^{\circ}C$$

$$\dot{W}_{t,AP} = (h_a - h_{a\ salida})$$

$$\dot{W}_{t,AP} = 0,540 \frac{MJ}{kg}$$

Turbina de vapor MP

$$\eta_{turbina\ gas} = \frac{W_{real}}{W_{ideal}} = \frac{h_m - h_{m\ salida}}{h_m - h_{m\ salida\ ideal}}$$

$$h_{m\ salida\ ideal} = 3040 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_{m\ salida} = h_m - \eta_{turbina\ gas} \cdot (h_m - h_{m\ salida\ ideal}) \approx 3134 \frac{kJ}{kg}$$

$$T_{a\ salida} = 330^{\circ}C$$

$$\dot{W}_{t,AP} = (h_m - h_{m\ salida})$$

$$\dot{W}_{t,MP} = 0,376 \frac{MJ}{kg}$$

Turbina de vapor BP

$$h_{m\ salida} = h_b$$

$$\eta_{turbina\ gas} = \frac{W_{real}}{W_{ideal}} = \frac{h_b - h_{b\ salida}}{h_b - h_{b\ salida\ ideal}}$$

$$h_{b\ salida\ ideal} \approx 2300 \frac{kJ}{kg}$$

$$h_{b\text{ salida}} = h_b - \eta_{\text{turbina gas}} \cdot (h_b - h_{b\text{ salida ideal}}) \approx 2466,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$T_{b\text{ salida}} = 40^\circ\text{C}$$

$$\dot{W}_{t,BP} = c_{\text{agua}}(h_b - h_{b\text{ salida}})$$

$$\dot{W}_{t,MP} = 0,667 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Condensador

$$h_{b\text{ salida}} = h_c$$

$$h_{c\text{ salida}} = 200 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$T_{b\text{ salida}} = 40^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q} = (h_c - h_{c\text{ salida}})$$

$$\dot{Q} = -2,2 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Bomba 1

Nota: Se considera el agua un líquido ideal caloríficamente perfecto.

$$h_{c\text{ salida}} = h_{bb1}$$

$$\eta_{\text{bomba}} = \frac{W_{\text{ideal}}}{W_{\text{real}}} = \frac{h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida ideal}}}{h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida}}}$$

$$h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida ideal}} = c_{\text{agua}}(T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida ideal}}) + \frac{P_{\text{entrada}} - P_{\text{salida}}}{\rho}$$

En un proceso ideal, $\Delta S = 0 = c \cdot \ln\left(\frac{T_{\text{salida ideal}}}{T_{\text{entrada}}}\right)$; $T_{\text{salida ideal}} = T_{\text{entrada}}$;

$$\dot{W}_{\text{ideal}} = h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida ideal}} = \frac{P_{\text{entrada}} - P_{\text{salida}}}{\rho} = -2,894 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_{bb1\text{ salida}} = h_{bb1} - \frac{W_{\text{ideal}}}{\eta_{\text{bomba}}} = 203,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$T_{bb1\text{ salida}} = 49,4^\circ\text{C}$$

$$\dot{W}_{\text{bomba}} = (h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida}})$$

$$\dot{W}_{\text{bomba1}} = -0,003 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Feed heater abierto

$$h_{m\text{ salida}} = h_{FH\text{ entrada1}}$$

$$h_{bb1\text{ salida}} = h_{FH\text{ entrada2}}$$

$$\dot{m} \cdot x \cdot h_{FH\text{ entrada1}} + (1 - x) \cdot \dot{m} \cdot h_{FH\text{ entrada2}} = \dot{m} \cdot h_{FH\text{ salida}}$$

$$x = \frac{h_{FH\text{ salida}} - h_{FH\text{ entrada2}}}{h_{FH\text{ entrada1}} - h_{FH\text{ entrada2}}} = 0,3$$

$$T_{FH\text{ salida}} = 220^{\circ}\text{C}$$

Donde x es la fracción de vapor que se extrae después de la expansión en la turbina de media presión y $h_{FH\text{ salida}} \approx 1000 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$, que corresponde con la entropía del agua saturada a una presión de 29 bares.

Bomba 2

Nota: Se considera el agua un líquido ideal caloríficamente perfecto.

$$h_{FH\text{ salida}} = h_{bb2}$$

$$\eta_{bomba} = \frac{W_{ideal}}{W_{real}} = \frac{h_{bb2} - h_{bb2\text{ salida ideal}}}{h_{bb2} - h_{bb2\text{ salida}}}$$

$$h_{bb2} - h_{bb2\text{ salida ideal}} = c_{agua}(T_{entrada} - T_{salida\text{ ideal}}) + \frac{P_{entrada} - P_{salida}}{\rho}$$

En un proceso ideal, $\Delta S = 0 = c \cdot \ln\left(\frac{T_{salida\text{ ideal}}}{T_{entrada}}\right)$; $T_{salida\text{ ideal}} = T_{entrada}$;

$$\dot{W}_{ideal} = h_{bb2} - h_{bb2\text{ salida ideal}} = \frac{P_{entrada} - P_{salida}}{\rho} = -9,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_{bb2\text{ salida}} = h_{bb2} - \frac{W_{ideal}}{\eta_{bomba}} = 1012,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$T_{bb2\text{ salida}} = 239,1^{\circ}\text{C}$$

$$\dot{W}_{bomba} = (h_{bb1} - h_{bb1\text{ salida}})$$

$$\dot{W}_{bomba2} = -0,01 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Caudal de agua necesario

No existen datos oficiales para este valor por lo que se va estimar con ayuda de los datos obtenidos.

$$W_{total\ TV} = 135,4\ MW = \dot{m}_{agua}(\dot{W}_{t,AP} + \dot{W}_{t,MP} + (1-x) + \dot{W}_{t,BP} + \dot{W}_{bomba1} + \dot{W}_{bomba2})$$

$$\dot{m}_{agua} = \frac{W_{TV}}{\dot{m}_{agua}(\dot{W}_{t,AP} + \dot{W}_{t,MP} + (1-x) + \dot{W}_{t,BP} + \dot{W}_{bomba1} + \dot{W}_{bomba2})}$$

$$\dot{m} = 98 \frac{kg}{s}$$

HRSG

El calor suministrado por los gases de escape debe ser el mismo calor aportado al caudal de agua.

$$Q_{aportado} = (\dot{m}_{aire} + \dot{m}_{syngas}) \cdot c_{p\ aire} \cdot (T_{salida\ real} - T_{HRSG\ salida\ gases})$$

$$Q_{aportado} = 283,6\ MW$$

$$Q_{necesario} = \dot{m}_{agua}((h_{bb2\ salida} - h_a) + (h_a\ salida\ ideal - h_m))$$

$$Q_{necesario} = -287,1\ MW$$

6.3.4 Ciclo combinado

$$W_{total} = W_{TG\ total} + \dot{m}_{agua} \cdot (\dot{W}_{t,AP} + \dot{W}_{t,MP} + (1-x) + \dot{W}_{t,BP} + \dot{W}_{bomba1} + \dot{W}_{bomba2})$$

$$W_{total} = 320,06$$

$$\eta_{total} = \frac{W_{total}}{Q}$$

$$\eta_{total} = 0,59$$

6.3.5 Conclusiones

Los datos obtenidos son coherentes con lo esperado:

- La potencia de la turbina de gas, según los cálculos, se corresponde con los datos teóricos de la central.
- El calor aportado en la cámara de combustión por el *syngas* es algo menor (6%) que el esperado al hacer el balance energético. Esto puede ser debido a que el gas de síntesis sea apoyado con un poco de gas natural, o bien, a que las entalpías son aproximadas y hayan afectado a los valores de los cálculos.
- El caudal de agua estimado se corresponde con lo esperado, ya que si no, el calor aportado por los gases y el necesario para el ciclo Rankine discreparían en mayor medida. La diferencia entre estos valores es debida a la estimación de las entalpías del agua, pues se han obtenido de un diagrama T-S. Lo estrictamente correcto hubiera sido que el calor aportado por los gases hubiera sido algo mayor que el calor necesario para el ciclo Rankine, pues también se producen pérdidas a la hora de transmitir el calor en el HRSG.
- El rendimiento total de la central también es algo mayor de lo esperado (0,59 frente a 0,52) esto también puede ser debido a pequeñas variaciones en las entalpías.
- Es importante resaltar que la potencia obtenida es la potencia bruta, no es la que se suministra a la red, pues hay que descontar la potencia que consumen los propios equipos de la central. Además, no se han tenido en cuenta los rendimientos mecánicos ni el del alternador.

6.4 Descripción del proceso de gasificación en la central de Puerto Llano

El proceso se explica de forma general en el documento proporcionado por ELCOGAS (ELCOGAS, 2014) y se va hacer hincapié en explicar cada proceso de forma más extensa.

6.4.1 Preparación del combustible

El combustible, en este caso carbón y coque de petróleo, se mezcla con caliza y se tritura en dos molinos para conseguir un tamaño aproximado de partícula de 0,009 mm. La cantidad de caliza sobre el total del combustible es de un 3%, y sirve para ayudar a fijar el SO₂ que se produce como sulfato cálcico y, además, baja la temperatura del proceso, lo que evita la formación de NO_x y la disminución del punto de fusión de las cenizas.

El combustible se introduce en un sistema de alimentación seca, y es presurizado a 30 bares, junto con una corriente de N₂ caliente, proveniente de la unidad de fragmentación de aire, con el objetivo de extraer toda la humedad posible.

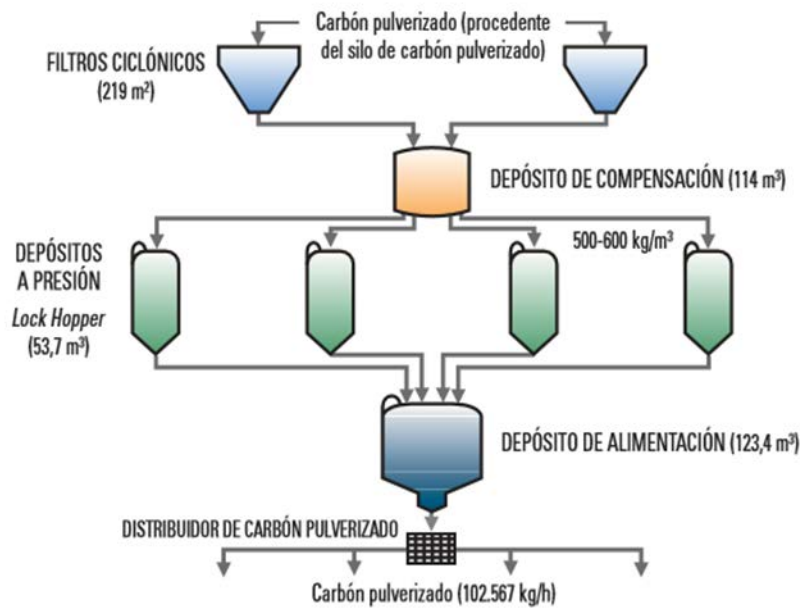


Figura 32: Sistema distribución de combustible

Filtro ciclónico: Filtra solo las partículas pequeñas. En su interior se crea un corriente de aire con forma helicoidal, donde solo las partículas más pequeñas llegan a ascender hasta el punto de salida.

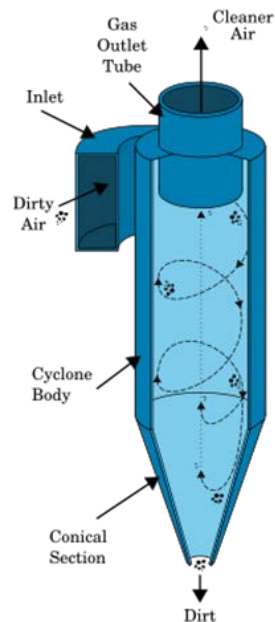


Figura 33: Filtro ciclónico

Depósito de compensación: Sirve para repartir de forma uniforme y homogénea el combustible a los quemadores.

6.4.2 Gasificación

El combustible entra al gasificador junto con una corriente de oxígeno proporcionada por la unidad de fraccionamiento de aire. Los 4 quemadores, colocados horizontalmente como se aprecia en la imagen, están rodeados por un anillo del cual sale el oxígeno y la mezcla pulverizada. Su capacidad es de 102.567 Kg/h. En el interior de la cámara de reacción se llegan a alcanzar los 1.800°C, el gas de síntesis sale con temperatura media de 1.500°C. Se le fuerza a pasar por una serie de intercambiadores de calor, con el objetivo de disminuir su temperatura para su posterior limpieza. El calor desprendido del gas se aprovecha para generar vapor de agua a distintas presiones, que es redirigido a la caldera de recuperación de calor.

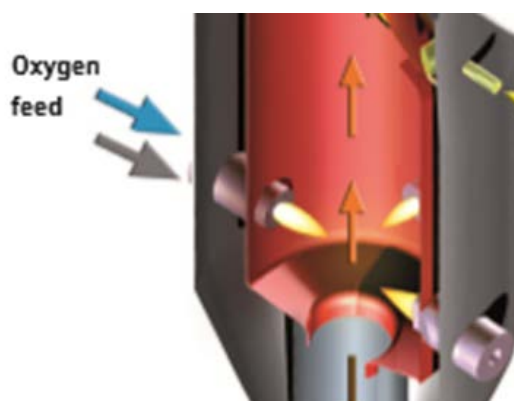


Figura 34: Gasificador

Consta de 3 etapas de enfriamiento:

- | | |
|---|-----------------|
| 1. Mezcla con gas producto enfriado | 1.500°C → 800°C |
| 2. Caldera de convección de alta presión | 800 → 400°C |
| 3. Caldera de convección de media presión | 400°C → 235°C |

El gas de recirculación debe pasar por un compresor, antes de ser introducido de nuevo en el gasificador, ya que durante el proceso de limpieza existen pérdidas de presión. La refrigeración de la cámara se consigue mediante una membrana de tubos de acero refrigerados por agua, además, estos tubos se cubren con una capa de escoria que actúa como escudo térmico. Las cenizas fundidas se evacúan por debajo y caen en una piscina de agua a una temperatura de entre 30 y 40°C, donde se solidifican. A continuación, son trasladadas a una trituradora, y se extraen mediante un sistema de depósitos a presión denominado “*lock hoppers*”

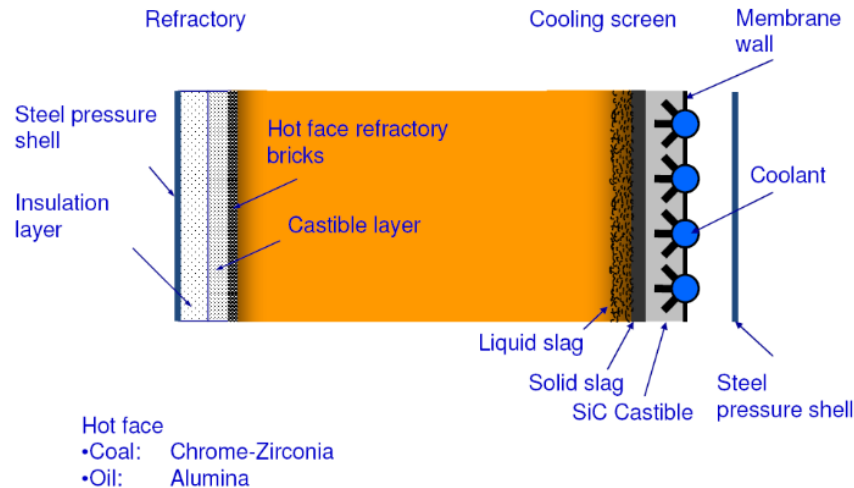


Figura 35: Paredes del gasificador

Sistema “lock hoppers”: Se basa en un sistema de descarga intermitente. Estos depósitos cuentan con una válvula de entrada y otra de salida. La válvula de salida se cierra mientras el depósito se llena, y una vez lleno, la de entrada se cierra. El depósito se presuriza con un gas inerte, y la válvula de salida se abre hasta que se descarga totalmente y comienza un nuevo ciclo. Suelen trabajar en un circuito paralelo para que la descarga sea continua.

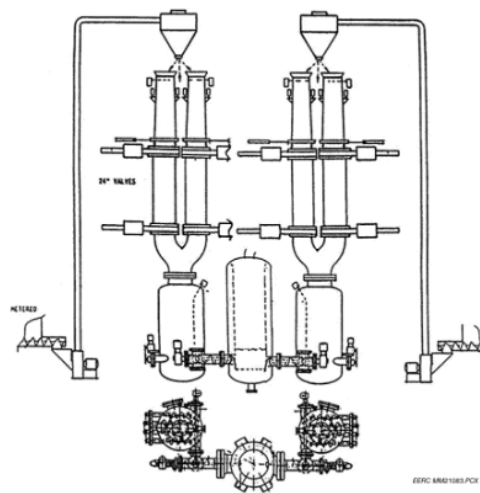


Figura 36: Lock Hopper

Caldera de convección: Son calderas donde no se produce ninguna combustión. Funcionan como intercambiador de calor, en el que un fluido, mediante conducción y convección, transfiere al otro su energía térmica.



Los principales compuestos que se desean eliminar son:

Partículas: Restos de cenizas, partículas de carbón arrastradas con el gas producto: pueden causar atascos en las tuberías.

Compuestos condensables: Fenoles, alquitranes aceites, etc., que hayan quedado inquemados: no se quemarán correctamente en la cámara de combustión y dañaran posteriormente la turbina.

Compuestos con azufre: H_2S , COS, CS_2 , mercaptanos y tioles: causan corrosión y emisiones al ser quemados.

Compuestos con Nitrógeno: NH_3 , HCN y sulfocianidos: causan corrosión y emisiones al ser quemados.

Ácidos halogenados: HF, HCL: causan corrosión y obstrucción en los conductos.

El primer paso es eliminar las posibles partículas de cenizas volátiles que se hayan transportado con el gas. Para ello se emplean los **filtros cerámicos**.

Filtros cerámicos: Son los más adecuados por soportar altas temperaturas. Se emplea un filtrado *superficial* por ser el más eficiente para esta aplicación. El funcionamiento en varios cilindros huecos y alargados, con un extremo cerrado. El gas fluye del exterior al interior del cilindro quedándose las partículas de polvo en su exterior. Para su limpieza se emplean corriente de N_2 a alta presión

El siguiente paso es el lavado físico del gas con agua, para eliminar los restos de partículas de polvo que no se hayan eliminado en los filtros cerámicos. Además, también se eliminan los siguientes compuestos: HCl, HF, NH_3 , HCN y parcialmente H_2S y COS. Para ello se emplea un **dispositivo tipo Venturi**.

Dispositivo Venturi: La corriente de gas entra, y al disminuir la sección de la tubería, la velocidad del gas aumenta. Este se junta con partículas de una solución de NaOH al 15% y chocan con las moléculas que se quieren extraer que, por fuerza centrífuga, son empujadas hacia la pared y caen al fondo. Es necesario que parte del agua se trate y sea recirculada, ya que contiene trazos de cenizas, H_2S , CN, y CIF. El agua contaminada pasa primero por un filtro donde se quedan las trazas de cenizas, y después por un sistema de **desorción de gases**.

Desorción de gases: Transferencia de sustancias contenidas en un líquido a un gas, mediante contacto directo. En este caso, el agua circula por una columna ácida con H_2SO_4 y después

por una básica con NaOH. De la columna ácida se extrae H_2S y se forma CO_2 y HCN, mientras que de la columna básica se extrae NH_3 . El agua residual sufre una reacción de neutralización, al juntarse un ácido con una base, pero sigue conteniendo moléculas de Cl, CN y sulfatos, que se mezclan con una corriente de CO_2 para terminar de ser tratada con ozono y que sea apta para su reutilización. Los gases extraídos son enviados a una planta de recuperación de azufre (planta de Claus).

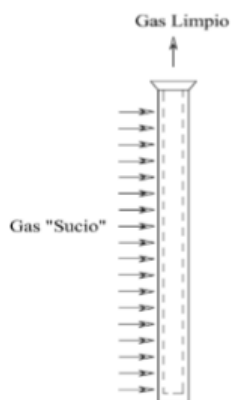


Figura 39: Filtro cerámica

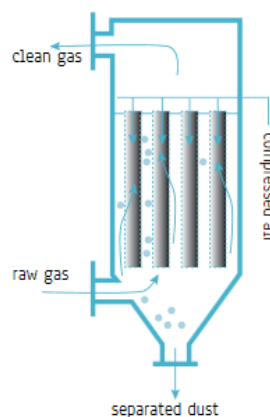
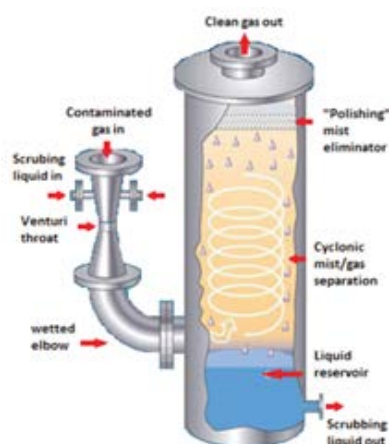
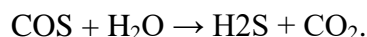


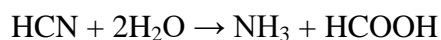
Figura 40: Dispositivo Venturi

Superado el dispositivo Venturi, el gas todavía contiene moléculas no deseadas de H_2S y COS y restos de otras como el HCN, por lo que es necesario otro tratamiento de limpieza. Para ello se emplea un **reactor catalítico de hidrólisis** y una **columna de absorción** con Metildietanolamina (MDEA: $\text{CH}_3\text{N}(\text{C}_2\text{H}_4\text{OH})_2$), que consiste en una reacción ácido-básica.

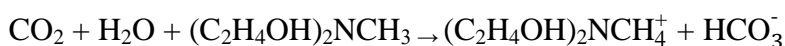
En primer lugar se transforma el COS en H_2S , para ello se emplea el reactor catalítico, donde ocurre la siguiente reacción:



Además, el HCN también reacciona con el agua, dando lugar a amoníaco y ácido fórmico:



A continuación, el gas entra en una columna de relleno (ver Figura 41) y se mezcla con una solución de Metildietanolamina con vapor de agua, donde la mayor parte del ácido sulfhídrico y una pequeña parte del CO_2 reaccionan con la solución:



Por último, el gas se satura con agua y se mezcla con una corriente de nitrógeno con el fin de reducir las emisiones de NO_x al ser quemado.

La solución de Metildietanolamina se regenera en una segunda columna. Para ello se requiere calentar la solución rica en H_2S a una temperatura de 120°C (en caso de que la presión sea atmosférica), bien mediante vapor de agua o directamente con gases calientes. De esta manera, los gases CO_2 y el H_2S se separan de la solución para que esta pueda volver a cumplir su función. Los gases son enviados a una planta Claus, de donde se obtiene finalmente el azufre puro.

Las propiedades del gas de síntesis antes de entrar en la cámara de combustión empleando 50% de carbón de hulla y 50% de coque de petróleo son las siguientes:

- Presión: 21 bares
- Temperatura: 130°C
- Caudal : 20 kg/s
- P.C.I.: 10.029 kJ/Nm^3

Composición teórica (% vol., base seca):

- | | | | |
|------------------|-------|--------------------------------|------|
| • CO: | 60,5 | • CH_4 : | 0,01 |
| • H_2 : | 22,1 | • H_2S (ppmv): | 6 |
| • N_2 : | 12,46 | • COS (ppmv): | 6 |
| • CO_2 | 3,87 | • HCN (ppmv): | 3 |
| • Ar: | 1,03 | | |

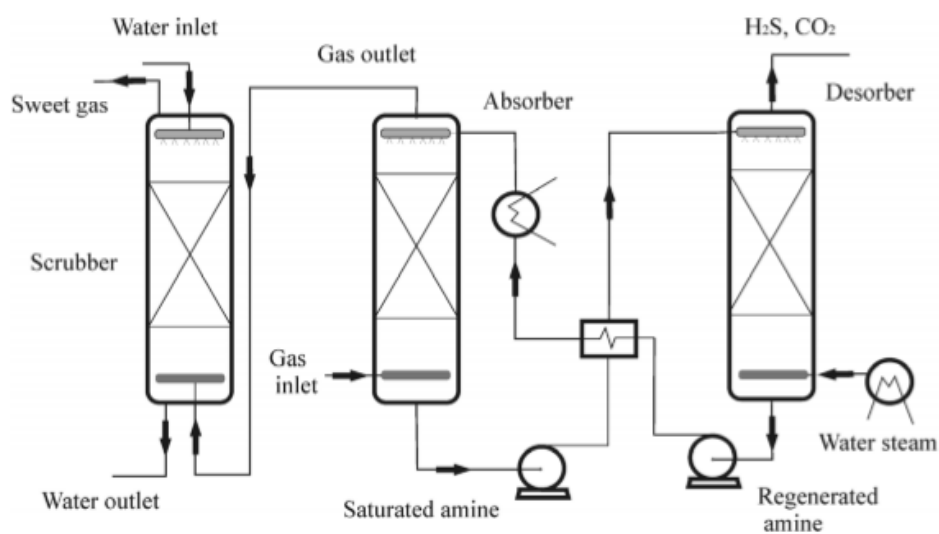


Figura 41: Columnas de absorción

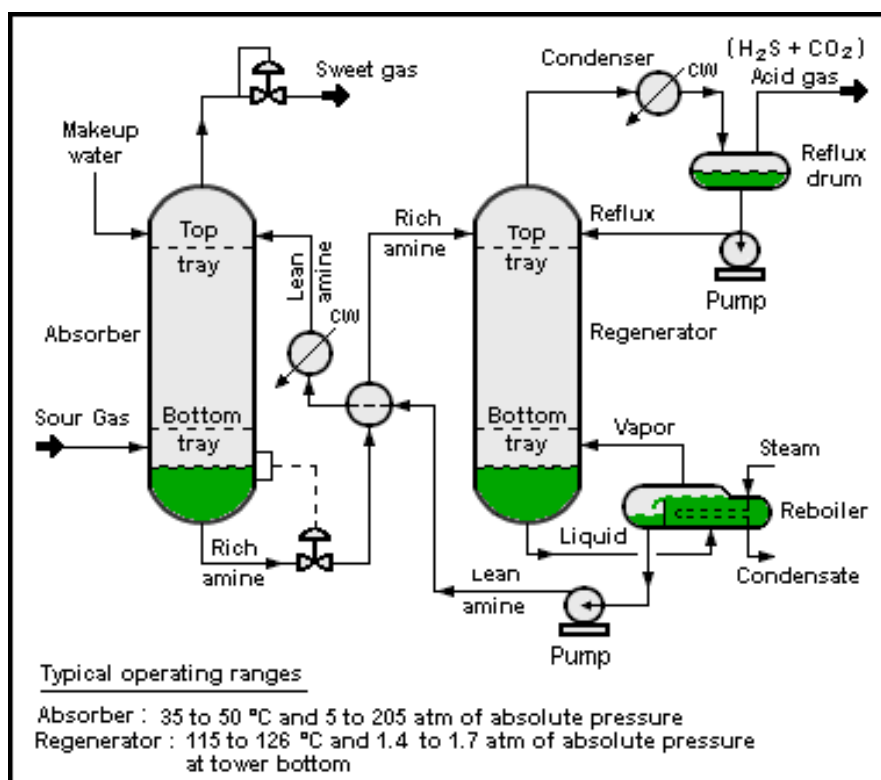


Figura 42: Posible configuración del reactor catalítico

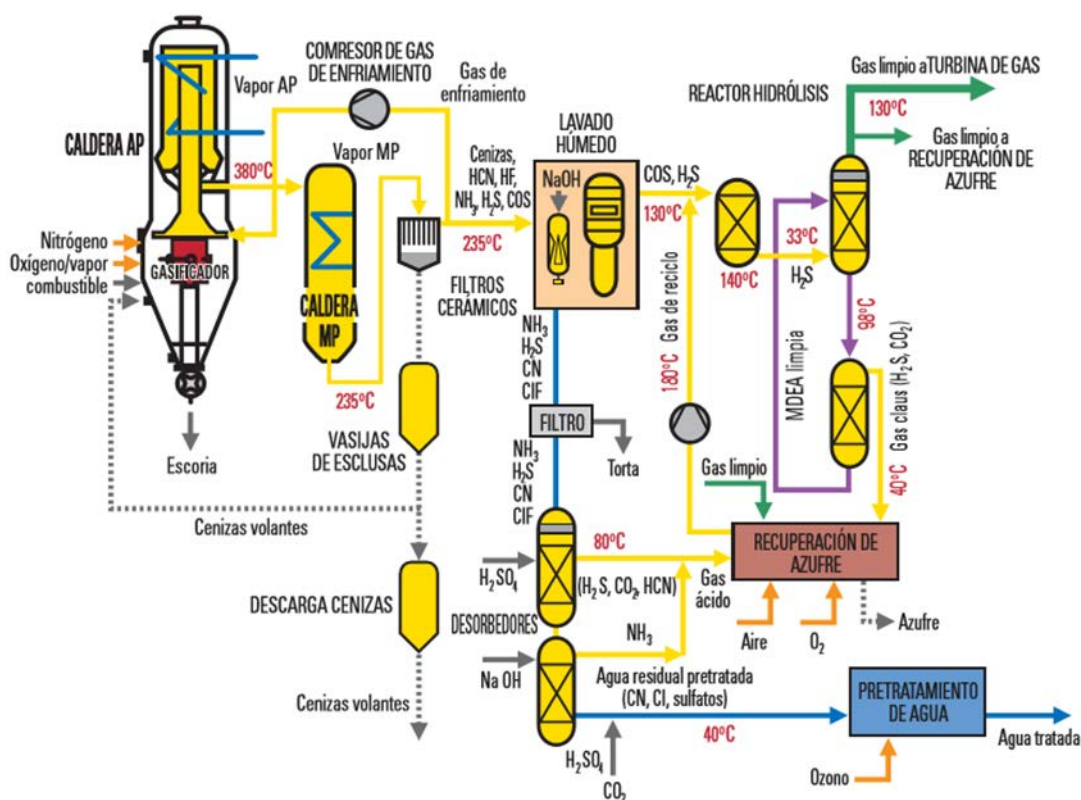


Figura 43: Esquema general de proceso de limpieza

6.4.4 Subproductos del proceso de gasificación

Tres subproductos tienen valor comercial: la escoria, las cenizas volantes y el azufre.

Escoria:

Se producen dos tamaños de escoria:

Escoria vitrificada es la que sale directamente del sistema de evacuación mediante los depósitos a presión.

Finos de escoria que son el resultado de filtrar el agua del pozo de inversión. Parte de agua del pozo de inversión se limpia mediante filtros y se recircula. La otra parte es sustituida por agua limpia procedente del dispositivo Venturi.

No es necesario ningún tratamiento adicional. Una vez ha pasado por el sistema de evacuación, puede ser recogida en camiones y ser vendida para la fabricación de materiales de construcción, principalmente cemento. Se producen 24 toneladas por hora de escoria y 1.200 kilogramos por hora de finos de escoria.

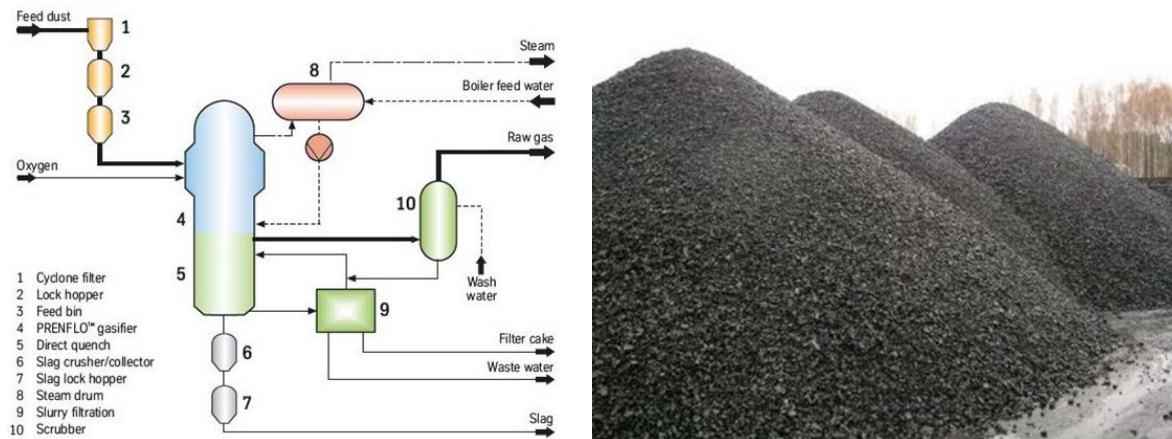


Figura 44: Evacuación de escoria

Cenizas volantes:

Quedan atrapadas en los filtros cerámicos y se evacuan mediante el sistema de depósitos “lock hoppers”. Son especialmente útiles para la fabricación de hormigón, pues reemplazan parte del cemento necesario, reduciendo su coste.



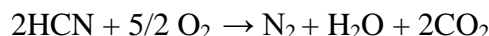
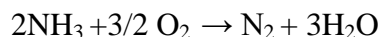
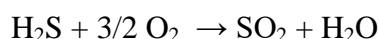
Figura 45: Cenizas volantes

Azufre

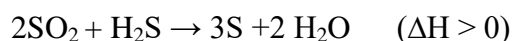
Se utiliza una planta Claus para recuperar el azufre. Esta planta consiste en dos hornos en paralelo y dos reactores Claus en serie, para la conversión de NH_3 y HCN en N_2 y del H_2S en azufre puro.

Existen tres variantes del proceso Claus, dependiendo del volumen de azufre que se necesite extraer. En el caso del gas de síntesis, el contenido es menor del 15%, por lo que se emplea la oxidación directa. No existe información publicada sobre la configuración de la planta, pero se puede aproximar al siguiente proceso:

Los gases derivados de la limpieza de agua (NH_3 , HCN y H_2S) se mezclan y entran a los hornos. En ellos se oxidan, obteniendo como productos principales SO_2 , N_2 y H_2O .



Estos gases circulan hacia los reactores en serie. En estos se introduce el gas Claus (contiene H_2S) proveniente de la torre de Metildietanolamina y ocurre la reacción de Claus:



El gas sobrante se mezcla con una parte de gas limpio para su hidrogenización y calentamiento, con el fin de promover la conversión de compuestos de azufre, distintos al H_2S , y el CO a CO_2 y H_2

En la Figura 43 se aprecia cómo se introduce oxígeno puro, además de aire, con el fin de disminuir la formación de NO_x en la combustión.

El azufre que se obtiene es de 3,1 Tn/h, con una eficiencia en el proceso del 99,8%.

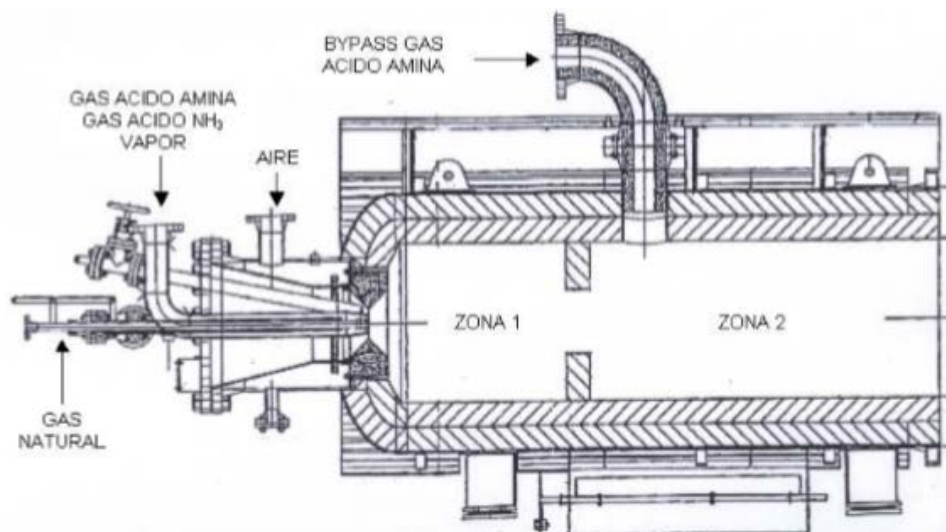


Figura 46: Planta Claus

6.4.5 Unidad de fraccionamiento de aire

Es el elemento que se encarga de separar el O_2 y el N_2 del aire para suministrar al gasificador el O_2 necesario, mientras que el N_2 se lleva a la cámara de combustión. Para ello se emplea la técnica de **destilación criogénica**.

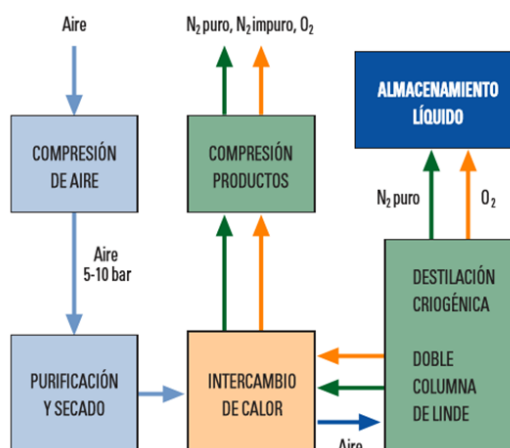


Figura 47: Unidad de fraccionamiento de aire

Destilación criogénica

El proceso criogénico comienza por filtrar el aire de la atmósfera para eliminar cualquier tipo de desechos que pueda contener. Una vez superado el filtro, el aire pasa a través de un compresor que comprime el aire. La compresión del aire hace que se caliente y debe enfriarse antes de ser purificado. Para este propósito, el aire pasa a través de un sistema de

refrigeración y purificación. Después de la etapa de purificación, el aire de proceso sólo contiene oxígeno, nitrógeno y argón. y se envía a las columnas de destilación.

Filtración y compresión: Para ello se emplea el compresor del ciclo combinado, enviando parte del aire comprimido a esta unidad.

Enfriamiento: El aire se calienta debido a su compresión. En una primera etapa, el aire se enfría a presión constante en un intercambiador de calor, hasta aproximadamente los 6°C, y se junta con una serie de químicos para extraer las partículas de agua y de dióxido de carbono que pueda contener, puesto que su temperatura de solidificación es mucho mayor que la de los compuestos del aire, y causarían daños en los equipos. A continuación, pasa por otro intercambiador de calor donde se sigue enfriando. Po último, el aire se expande en una válvula, alcanzado aproximadamente -190°C, temperatura a la cual los principales componentes del aire (nitrógeno, oxígeno y argón) se encuentran en estado líquido. En la Figura 48 se muestra, a modo de ejemplo, un diagrama T-S con un ciclo simple del proceso que sufre el aire para llegar al estado líquido. La recta A-B representa una compresión ideal del aire, del punto B al C se produce el enfriamiento y finalmente del punto C al D la expansión que permite alcanzar el estado líquido.

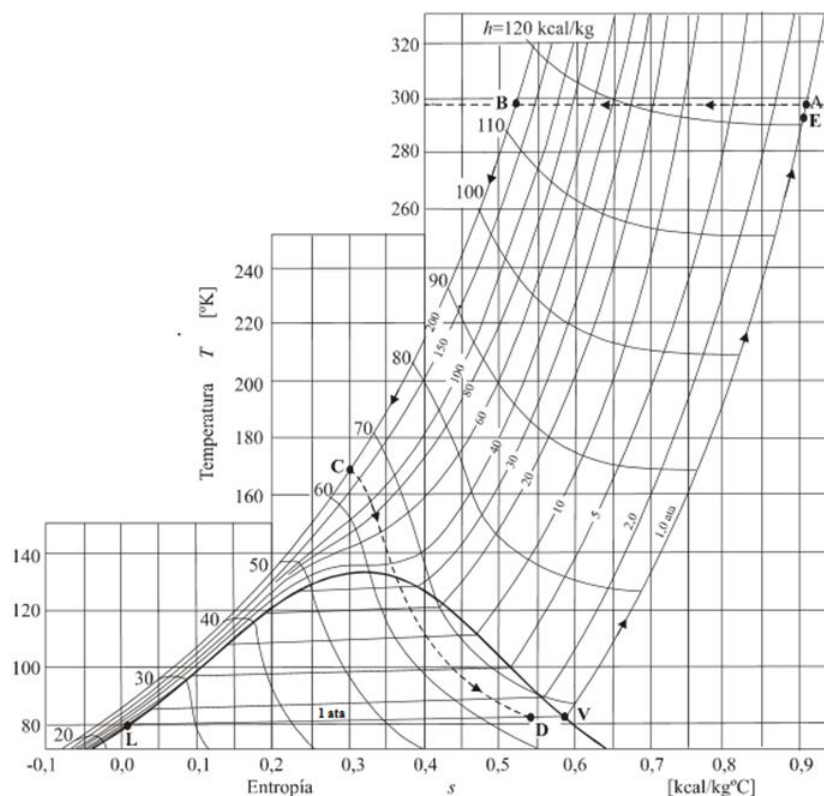


Figura 48: Diagrama T-S con el ciclo del aire

Destilación: Para este proceso se emplean **columnas de destilación Linde**. Son dos columnas puestas en serie y con presiones distintas. El proceso es muy parecido al que se emplea en la industria petrolífera para la obtención de combustibles. Se basa en la diferencia de temperaturas de evaporación de sus componentes. En la siguiente tabla se muestran la composición y temperaturas de ebullición de los componentes del aire.

Tabla 5: Temperatura de ebullición componentes del aire

<i>Elemento</i>	<i>Temp. de ebullición (°C)</i>	<i>% de vol en el aire</i>
Oxígeno	-183	21
Nitrógeno	-196	78
Argón	-185	1

El aire líquido entra a la columna de alta presión, donde el nitrógeno se evapora y va ascendiendo. El oxígeno se queda en estado líquido en la parte baja de la columna. Para lograr separar cualquier resto de nitrógeno que pueda permanecer en el oxígeno, se emplea la segunda columna de menor presión, colocada encima de la de mayor presión. El oxígeno líquido asciende debido a la diferencia de presión y el nitrógeno se separa del oxígeno. Este nitrógeno es menos, ya que contendrá más resto de oxígeno y argón.

Para conseguir un oxígeno totalmente puro, es necesario volver a emplear una tercera columna para la separación del oxígeno y del argón, pues como se ve en la tabla mostrada anteriormente (Tabla 5), la diferencia entre sus temperaturas de ebullición son mínimas. Según los datos encontrados para la central de Puerto Llano, se puede intuir que carecen de esta, pues el oxígeno que se obtiene tiene una pureza del 85%.

El nitrógeno y el oxígeno líquido se hacen pasar a los intercambiadores de calor empleados para el enfriamiento del aire mencionado anteriormente. De esta forma, el oxígeno y el nitrógeno pasan a su estado gaseoso, y son conducidos a realizar sus funciones en los procesos de gasificación y en el ciclo combinado.

En la siguiente tabla se muestra la pureza y destino de los elementos del ASU (*Air Separation Unit*):

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 6: Pureza y destino de los elementos del ASU

<i>Elemento</i>	<i>Pureza</i>	<i>Destino</i>
<i>Oxígeno</i>	85%	Gasificador Transporte de combustible
<i>Nitrógeno</i>	99%	Limpieza de filtros de candela Preparación de combustible
<i>Nitrógeno residual</i>	96%	Cámara de combustión

La unidad de fraccionamiento de aire supone un coste elevado, entre un 10% y 15% del total de la inversión en la central.

El consumo de sus equipos auxiliares es de 28,7 MW, y es reducido en comparación a otras centrales del mismo estilo, debido al empleo del compresor del ciclo combinado en vez de tener uno independiente. Como contrapartida, este grado de integración supone mayores tiempos de arranque.

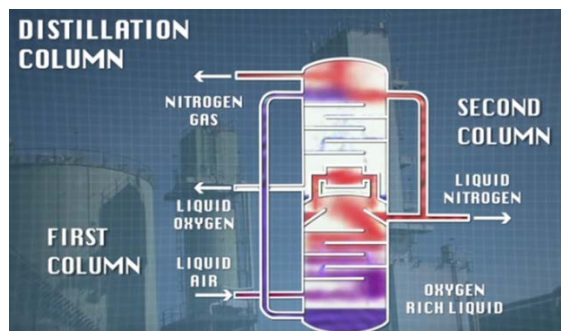


Figura 49: Columna de destilación



Figura 50: Unidad de fraccionamiento de aire de la central de Puerto Llano

6.5 Viabilidad del empleo de biomasa en la central de Puerto Llano

6.5.1 Carbón frente a biomasa

Carbón

El carbón es el combustible más usado para el proceso de gasificación. Se origina a lo largo de millones de años por la descomposición de las plantas, árboles y vegetales en general, que están compuestos principalmente de carbono, hidrógeno, oxígeno y otros minerales, como azufre, cloro, nitrógeno o hierro. A lo largo de millones de años, los restos de estos vegetales fueron enterrados por capas de tierra y mar, debido a los cambios geográficos que ha sufrido la tierra durante distintas etapas. El resultado de que estos sedimentos estuvieran sometidos a presión y a una falta de oxígeno durante muchos años, ha sido la pérdida de la mayor parte de los átomos que no fueran carbono, y lo que queda se denomina carbón. Un compuesto que está formado por más de un 50% de átomos de carbono.

En la central de Puerto Llano se empleaba una mezcla de carbón de hulla, proporcionado por la mina de Encasur, y coque de petróleo, ofrecido por la central de Repsol, como ya se expuso anteriormente (Apartado 6.1: Orígenes de la central de Puerto Llano). El petróleo se forma de manera muy similar a la que se ha descrito para el carbón, siendo la principal diferencia la procedencia de los deshechos. En el caso del petróleo, vienen derivados de los animales marinos, que también están compuestos de cadenas de carbono, hidrogeno, oxígeno y otros minerales, pero a diferencia del carbón, el petróleo es mucho más rico en átomos de carbono que el carbón.

En general, se puede decir que todos los combustibles, ya sean fósiles o no, como la biomasa, se pueden describir mediante la siguiente formula: $C_xH_xO_xN_xS_x$ variando en cada tipo los porcentajes de cada átomo, y los trazos de otros minerales como el hierro, cloro o plomo. Estos tres compuestos orgánicos se asemejan, debido a su similitud en los porcentajes de los principales compuestos que los forman: carbono, hidrogeno y oxígeno.

En función de su contenido en carbono y, por tanto, su poder calorífico, el carbón se clasifica en cuatro tipos principales: turba, lignito, hulla y antracita.

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 7: Tipos de carbón y su composición

Tipo de carbón	% C	% H	% Contenido en volátiles	PCI (MJ/kg)
Turba	55-65	6	70-80	21
Lignito	65-75	5-8	50-60	28
Hulla	75-90	4-5	40-15	31
Antracita	>90	1-2	5-10	34

Como ya se ha expuesto anteriormente, en la central de Puerto Llano se empleaba una mezcla de carbón de hulla, proporcionado por la mina de Encasur, y coque de petróleo, ofrecido por la central de Repsol. En las siguientes tablas se muestra el resultado de los análisis de estos combustibles, utilizando los métodos inmediato y elemental.

Tabla 8: Análisis inmediato de combustibles empleados en la central

Combustible	%Volátiles	%Cenizas	%Humedad	P.C.S (MJ/kg)
Carbón	23,13	41,0	10	13,58
Coque de petróleo	11,16	0,26	6,52	32,65

Tabla 9: Análisis elemental de combustibles empleados en la central

Combustible	%C	%H	%N	%S	%Cloro
Carbón	36,27	2,48	0,81	0,91	-
Coque de petróleo	82,21	3,11	1,9	5,5	-

Biomasa

En cuanto a la biomasa, existen distintas maneras para clasificarla. La más general es hacerlo según su procedencia, y se diferencian tres tipos de biomas.

Biomasa primaria: Proviene del fruto de la fotosíntesis plantas, arboles, algas, etc.

Biomasa secundaria: Obtenida como residuo o subproducto de actividades humanas: residuos alimentarios, agrícolas, etc.

Biomasa terciaria: Biomasa procesada para la obtención de combustible, tales como gas de síntesis de biomasa, biodiesel, etc.

6.5.2 Diferencias en la composición del carbón y la biomasa

Contenido en carbono: En la biomasa suele estar entre un 40% y 60%, mientras que para el carbón existe un rango más amplio.

Contenido en azufre: Menor en la biomasa, lo que conlleva menos emisiones.

Contenido en material volátil: En el carbón varía, dependiendo de su calidad. En la biomasa se encuentra entre un 60% y 80%. Además, la temperatura necesaria para la volatilización es menor en la biomasa, puesto que se encuentra entre los 200°C y 450°C. En el caso del carbón es necesario alcanzar temperaturas de entre 350°C y 600°C.

Humedad: Según el tipo de biomasa, puede variar considerablemente, pero en general su contenido es más alto que en el carbón, y por tanto, se desaprovecha más energía al eliminarla.

Cenizas: La cantidad de cenizas es mayor en el carbón que en la biomasa, y su composición es más problemática en el caso de la biomasa por dos aspectos. El primero es su contenido en cloro (cuando se da el caso), pues es un elemento que se acumula obstruyendo los conductos de las instalaciones. El segundo es su contenido en metales alcalinos. En el caso de la biomasa, aun empleando la misma, su contenido puede cambiar, como ya se ha dicho antes, debido a su procedencia (terreno, condiciones meteorológicas, etc.) y por tanto los efectos que puedan tener son más impredecibles.

Poder calorífico: En la mayoría de los casos, el carbón tiene un poder calorífico más alto. Esto se debe a que su contenido en hidrogeno por átomo de carbono es mayor en el carbón. La biomasa de origen forestal puede llegar a tener un poder calorífico parecido a los carbones de tipo hulla o lignito. Es importante recordar, que en el caso de la gasificación, lo que tiene valor es el poder calorífico del gas de síntesis, no del elemento en estado puro, y que el poder calorífico del gas depende en su mayor parte del contenido en hidrogeno. Por tanto, el poder calorífico de un *syngas* derivado del carbón también será mayor en la mayoría de los casos.

En las siguientes tablas se muestra el resultado de los análisis inmediato y elemental de algunos tipos de biomasa. Al comparar estos ejemplos de biomasa con los del carbón, se aprecian las diferencias en su contenido. El hecho más destacable es el porcentaje en peso de los componentes volátiles.

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 10: Análisis inmediato de algunas biomásas

Tipo de biomasa	%Volátiles	%Cenizas	%Humedad	P.C.S (MJ/kg)
<i>Cardo (C.Cadunculos)</i>	69,8	10,2	9,7	17,7
<i>Paja de cebada</i>	75	5,7	13,8	20
<i>Astillas de olivo</i>	78,1	3	35,4	26,9
<i>Harina de maíz</i>	69,74	6,9	8	16,24

Tabla 11: Experiencias en la central

Tipo de biomasa	%C	%H	%O	%N	%S	%Cloro
<i>Cardo (C.Cardunculos)</i>	48,9	5,9	33,2	0,57	0,05	-
<i>Paja de cebada</i>	45,6	5,6	44,4	0,5	0,09	0,4
<i>Astillas de olivo</i>	49,8	6	41,2	0,7	0,06	0,1
<i>Harina de Maíz</i>	42,6	5	36,5	0,83	0,09	0,24

La central realizó sendas pruebas de co-gasificación con distintos tipos de biomasa: harinas cárnicas, orujillo de aceituna y harina de granilla de uva, siendo las dos últimas las más relevantes y para las que se tienen datos (Sofía, Coca Llano, & Giuliano, elsevier, 2014).

Orujillo de aceituna: Se obtiene en el procesado de la aceituna para el aceite de oliva. Las aceitunas se prensan y queda un 20% de aceite de oliva y un 80% de orujo. Este orujo se vuelve a prensar, y como subproducto queda el orujillo de aceituna. Se generan alrededor de 680.000 toneladas al año. Entre los años 2007 y 2009 se alimentaron un total de 3.661,2 toneladas de orujillo de aceituna en 1.126,7 horas de pruebas en el reactor. La proporción de biomasa con la que se alimentó al reactor estuvo entre un 1% y un 10%. En 2011 se repitieron las pruebas con un consumo de 627,4 toneladas de biomasa, 259,5 horas de funcionamiento y con ratios en la alimentación de la planta de un 2% y de un 4%.

Harina de granilla de uva: Es un subproducto de la elaboración del vino. Al prensar las uvas se obtiene zumo de uva y el orujo de uva, que está compuesto por escobajo, pulpa y semillas. La harina de granilla de uva son las semillas de la uva, y se emplea como aditivo en piensos o como biomasa. La producción aproximada en España es de 750.000 toneladas al año. En el año 2012 se consumieron 605,0 toneladas en 246,5 horas de prueba. La proporción de combustible alimentado fue de un 2% y de un 4%.

A continuación se muestran los resultados de los análisis inmediato y elemental de estas biomásas.

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 12: Análisis inmediato de algunas biomásas

Tipo de biomasa	%Volátiles	%Cenizas	%Humedad	P.C.S (MJ/kg)
<i>Orujillo de aceituna</i>	69,8	10,2	9,7	17,7
<i>Granilla de uva</i>	75	5,7	13,8	20

Tabla 13: Análisis elemental de algunas biomásas

Tipo de biomasa	%C	%H	%N	%S	Cloro (mg/kg)
<i>Orujillo de aceituna</i>	45,78	5,19	1,13	0,16	5798,6
<i>Granilla de uva</i>	52,2	5,69	1,78	0,12	178



Figura 51: Orujillo de aceituna



Figura 52: Granilla de uva

Las pruebas realizadas en la co-gasificación demostraron que los sistemas de la central no se veían afectados, y que las emisiones de SO_x, NO_x y partículas se mantenían. El único limitante para poder añadir más biomasa se encuentra en los sistemas de limpieza. Estos no se encontraban diseñados para tratar con combustibles que llevaran cloro. Como se apreciaba en los análisis elementales, la biomasa empleada contenía cloro, mientras que la mezcla de carbón y coque no.

El análisis del *syngas* con co-gasificación obtenido de la mezcla fue el siguiente:

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

Tabla 14 Análisis del syngas con co-gasificación

Combustible	Peso (%)	CO ₂ (vol%)	CO (vol%)	H ₂ (%vol)	N ₂ (vol%)	Ar (vol%)	CH ₄ (ppmv)	H ₂ S (ppmv)	COS (ppmv)	LHV (MJ/kg)
Carbón + Coque	100	3,9	60,5	22,1	12,5	1,0	99,82	5,00	50,07	9,026
Orujillo de Aceituna	4	1,59	61,91	22,72	12,94	0,84	109,5	<0,1	5,45	10,24
Harina de granilla de uva	4	1,43	60,96	23,06	13,7	0,85	89,3	<0,1	3,7	10,21

A raíz de estos ensayos publicados en (Sofia, Coca Llano, & Giuliano, elsevier, 2014) se realizó un estudio teórico, donde se pudo comprobar como la emisión de CO₂, debido a combustible fósil, se reduce proporcionalmente con el incremento del contenido en biomasa.

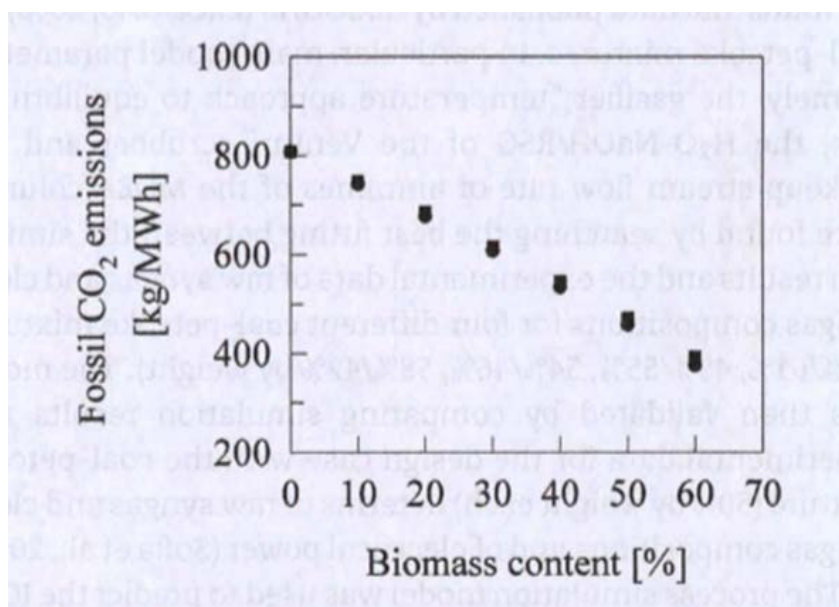


Figura 53: Resultado del modelo teórico de las emisiones de CO₂

(Orujillo de aceituna: ●; harina de granilla de uva: ■)

6.6 Posibles tipos de biomasa

El combustible deberá entrar al gasificador con una humedad inferior al 10%, un tamaño de grano menor de 3 mm y una temperatura de fusión de cenizas menor de 1.400°C. Otro factor a tener en cuenta sería la cantidad de cenizas a evacuar. Es importante mencionar, que la central dispone de dos molinos con una capacidad para triturar 2.600 Tn/ día, que podrían ser adaptados o empleados para triturar biomasa, siempre que esta no tenga una dureza mayor que la del carbón y el coque de petróleo. Los catalizadores, como la caliza, ayudan a reducir el punto de fusión de las cenizas, y se podría estudiar su empleo si fuera necesario. La

humedad contenida en la biomasa se podría eliminar mediante secadores o su almacenamiento al sol. El contenido en cloro, como ya se ha mencionado anteriormente, debe ser mínimo o no existir, para poder gasificar grandes cantidades de biomasa, pues sí no, se deberían redimensionar los sistemas de limpieza. La cercanía y disponibilidad de la biomasa en cuestión es otro detalle importante que debería tenerse en cuenta a la hora de hacer una correcta elección. El transporte supondría un coste extra, y habría que asegurar que existe suministro suficiente para abastecer el consumo de la central. Resumiendo, la cuestión más restrictiva que existe a la hora de la elección de la biomasa es de carácter económico, pues las instalaciones se podrían adaptar. En cualquier caso, se ha de buscar una biomasa que requiera los mínimos cambios posibles, para conseguir que pueda ser rentable.

Para poder hacer una correcta simulación, sería necesario el estudio de un rango amplio de biomásas para determinar su composición. Además de gasificar la biomasa bajo las mismas condiciones que se encontraría en la central, y así conocer las características del *syngas* producido.

7 ANÁLISIS DE VIABILIDAD

7.1 Objetivo

El objetivo de este análisis es comprobar la posibilidad de gasificar biomasa en la central. Se analizará la viabilidad de sustituir el combustible fósil empleado, por un tipo de biomasa. Además, se pretende conocer el impacto que tendría en cuanto a emisiones de CO₂ y su repercusión económica.

7.2 Selección de biomasa

Para este análisis se ha escogido la especie *Cynara Cardunculus*, comúnmente conocido como **cardo**. Esta biomasa se gasificó en un reactor de lecho burbujeante, localizado en la Universidad Carlos III de Madrid, con el fin de comprobar su rendimiento bajo distintas condiciones. El estudio se puede encontrar en (Serrano, Kwapinska, Horvat, Sánchez-Delgado, & Leahy, 2015). Los datos utilizados para el análisis corresponden al ensayo realizado con olivino y una temperatura de 800°C. Las características del *syngas* obtenido variarían en el caso de ser gasificado en las condiciones de la central. Aun así, los datos son válidos para poder hacer una estimación de la viabilidad de emplear únicamente biomasa como combustible. En las siguientes tablas se muestran los resultados de los análisis del

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

cardo y de una mezcla al 50% de coque y carbón y del poder calorífico de los gases de síntesis.



Figura 54: Cardo (*Cynara Cardunculus*)

Tabla 15: Análisis inmediato de cardo y mezcla coque y carbón

Combustible	Volátiles %	Carbono fijo %	Cenizas %	Humedad %	P.C.I (MJ/kg)
Cardo	69,8	10,21	10,2	9,7	16,4
Mezcla al 50% coque y carbón	17,57	59,60	20,68	9,4	22,55

Tabla 16: Análisis elemental de cardo y mezcla coque y carbón

Combustible	% C	% H	% N	% S	% Cloro
Cardo	48,9	5,9	0,57	0,05	-
Mezcla al 50% coque y carbón	59,21	2,8	1,36	3,21	-

Tabla 17: Poder calorífico gases de síntesis

Syngas	P.C.I (MJ/Nm ³)	Rendimiento del gas (GY)
Cardo (<i>C. Cardunculus</i>)	7,000	2,0
Mezcla al 50% coque + carbón	10,029	1,7

La principal ventaja de esta biomasa es la de no contener cloro. Tiene un tamaño de partícula media de 2,86 mm y sus cenizas se funden a una temperatura menor de 900°C, y por tanto, se podría gasificar sin realizar ningún cambio en la central.

En los últimos años se han realizado varios estudios de la posibilidad del cultivo a gran escala de esta biomasa en distintos emplazamientos. En concreto, Extremadura, Castilla y León, Andalucía y Beja (Portugal). El estudio más relevante ha sido liderado por la Universidad Técnica de Lisboa, y donde ha colaborado la Universidad Politécnica de Madrid, dentro del proyecto europeo “INTERREG IIIB ECAS”. Se lograron cultivar 77,6 hectáreas en Bejar, demostrando la posibilidad de cultivar esta planta a gran escala. El interés por el cultivo de esta planta en países del sur de Europa nace por necesitar cuidados mínimos, crecer en ambientes con climas extremos, y por su bajo contenido en humedad y cloro.

7.3 Datos recopilados

En las siguientes tablas se muestran algunos datos recopilados del funcionamiento de la central, tales como la producción neta de energía a lo largo de varios años, la potencia y rendimientos teóricos y algunos datos sobre el combustible.

Tabla 18: Producción neta de energía de la planta ELCOGAS

<i>Año</i>	<i>Producción en GWh</i>	<i>Producción en GWh en modo GICC</i>	<i>Producción en GWh en modo GN</i>
1998	752	0	752
1999	1171	335	836
2000	1613	991	622
2001	1712	1.391	321
2002	1938	1.595	343
2003	1.445,4	1.178,4	267
2004	1.507,1	1.103,16	403,94
2005	1.326,45	957,69	368,76
2006	1.237,82	982,15	255,67
2007	1.176,06	965,95	210,11
2008	1.279,68	992,93	286,75
2009	1530	1.302	228

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

<i>Año</i>	<i>Producción en GWh</i>	<i>Producción en GWh en modo GICC</i>	<i>Producción en GWh en modo GN</i>
2010	1.431,9	1.219,61	212,29
2011	1.382,77	1.160,90	221,87
2012	1.191,54	992,81	198,73
2013	753	652,2	100,8
2014	892	753,5	138,5
2015	909,1	821,8	87,3

Tabla 19: Potencia y rendimientos teóricos

	<i>Neta</i>	<i>Bruta</i>
<i>Potencia en emplazamiento</i>	282,7 MW	317,7 MW
<i>Rendimiento global</i>	42,20% MW	47,12% MW

Tabla 20: Datos sobre el combustible

<i>Capacidad de alimentación</i>	<i>Volumen syngas</i>	<i>(*) Rendimiento GY (Gas Yield)</i>	<i>Consumo en 2002 (carbón + coque+ caliza)</i>	<i>PCI Mezcla</i>	<i>PCI Syngas</i>
108,333 (Tn/h)	180.000(N m3/h)	1,7 (Nm3/kg)	515.585 (Tn)	22,55 (MJ/kg)	10,029 (MJ/Nm3)

(*) El rendimiento del gas se ha calculado con los datos del gasificador $\frac{\text{capacidad de producción de gas crudo crudo}}{\text{capacidad de combustible alimentado}}$

Se ha escogido el año 2010, pues de este año se ha encontrado más cantidad de datos relevantes y, además, tuvo una producción de energía alta en modo gasificación. Por ello, se comprobará si hubiera sido posible alcanzar esa cifra empleando el cardo como combustible.

Tabla 21: Datos sobre el combustible

<i>Año</i>	<i>2010</i>
Emisiones específicas en GICC de CO ₂ en (Tn/GWh):	768
Emisiones específicas en GNCC de CO ₂ en (Tn/GWh) GICC:	428
Consumo de Carbón (toneladas):	215.608
Consumo de Coque (toneladas):	298.719
Caudal Carbón + coque (Tn/h):	96,58
Consumo de caliza (toneladas):	154.29,8
Consumo total (toneladas):	529.756,8
Horas funcionamiento en GICC:	5.325
Consumo de combustible (Tn/h):	99,48

7.4 Estudio

7.4.1 Sustitución de la mezcla de combustible por cardo

Según los informes auditados a lo largo del año 2010, la central produjo 1.219,61 GWh en 5.325 horas de funcionamiento en modo gasificación. La potencia media neta se sitúa en los 228,9 MW y por tanto la central ha trabajado de media a un 80% de su capacidad (producción en GWh en GICC/horas de funcionamiento en GICC). El combustible consumido ha sido de 99,48 Tn/hora. Por tanto, la potencia térmica generada (Q) fue de 471 MW y el rendimiento global neto de la central (η) fue del 48,5%

Ecuaciones:

$$Q = q(\text{syngas}) \cdot PCI(\text{syngas}),$$
$$q(\text{syngas}) = m \cdot GY$$
$$\eta = \frac{W}{Q}$$

Cálculos:

$$q = 27,63 \frac{kg}{s} \cdot 1,7 \frac{Nm^3}{kg} = 46,97 \frac{Nm^3}{s}$$
$$Q = 46,97 \frac{Nm^3}{s} \cdot 10,029 \frac{MJ}{Nm^3} = 471MW$$
$$\eta = \left(\frac{228,9MW}{471MW} \right) \cdot 100 = 48,5\%$$

Donde Q es la potencia térmica; q el caudal; m el caudal másico; PCI el poder calorífico inferior; GY el *gas yield* o rendimiento del gas; η el rendimiento global y W la potencia media neta.

Para estimar la posibilidad de emplear únicamente el cardo como combustible, se han calculado las toneladas que harían falta para generar la potencia térmica requerida de 471MW.

La energía térmica aportada se calcula de la siguiente manera:

$$Q = q(\text{syngas cardo}) \cdot PCI(\text{syngas cardo})$$
$$q(\text{syngas cardo}) = 67,28 \frac{Nm^3}{s}$$

La masa necesaria será:

$$m = q/GY$$

$$m = 33,64 \frac{kg}{s} = 121,10 \frac{Tn}{h} = 2906,74 \frac{Tn}{día}$$

Serían necesarias 644.857,5 toneladas de cardo. A ello habría que sumarle la cantidad necesaria de caliza que, en el caso de ser la misma proporción que en el carbón, sería de 20.209 toneladas.

Este resultado estaría dentro del orden de magnitud esperado, pues entre carbón y coque de petróleo se consumieron 514.327 toneladas. Es decir, sería necesario tener capacidad para asumir un 10,5% más de combustible. El equipo de suministro de combustible puede llegar a procesar 2.600 toneladas al día, y para el cardo sería necesario procesar 2.907 toneladas al día (sin contar con caliza), por lo que **sería inviable con los sistemas actuales**.

Además, cabe resaltar que los cálculos realizados son para la potencia neta media del año 2010 que es de 228 MW, que no se corresponde con la potencia máxima que puede llegar a generar la planta (282,7 MW), por lo que, si la planta llegará a funcionar a plena carga, la cantidad de cardo sería todavía mayor.

La potencia máxima que podría llegar a generar la planta si solo gasificará cardo, sería de 177,6 MW, calculado con el rendimiento neto de la planta (42,2%).

7.4.2 Posibilidad de co-gasificación

Sin embargo, cabría la posibilidad de co-gasificar los dos combustibles. Se ha calculado cual sería la proporción máxima que podría emplearse de cardo, sin incumplir la condición de tener que suministrar más de 2.600 Tn/día, que equivale a un caudal de 30,09 kg/s.

Ecuaciones:

$$Q_{total} = \dot{m}_{mezcla} \cdot GY_{mezcla} \cdot PCI_{mezcla Syngas} + \dot{m}_{cardo} \cdot GY_{cardo} \cdot PCI_{cardo Syngas}$$

$$\dot{m}_{total} = \dot{m}_{mezcla} + \dot{m}_{cardo}$$

$$\dot{m}_{cardo} = \frac{Q_{total} - \dot{m}_{total} \cdot GY_{mezcla} \cdot PCI_{mezcla Syngas}}{GY_{cardo} \cdot PCI_{cardo Syngas} - GY_{mezcla} \cdot PCI_{mezcla Syngas}}$$

$$\dot{m}_{cardo} = 18,30 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{mezcla} = \dot{m}_{total} - \dot{m}_{cardo}$$

$$\dot{m}_{mezcla} = 11,79$$

Valores

Q_{total}	471MW	GY_{mezcla}	1,7 m ³ /kg
\dot{m}_{total}	30,09 kg/s	GY_{cardo}	2 m ³ /kg
\dot{m}_{mezcla}	11,79 kg/s	$PCI_{mezcla Syngas}$	10,02 MJ/kg
\dot{m}_{cardo}	18,30 kg/s	$PCI_{cardo Syngas}$	7,00 MJ/kg

Los datos del consumo teórico se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 22: Consumo teórico

	Consumo (Tn/h)	Consumo (Tn)	% del total del combustible empleado
Mezcla carbón + coque de petróleo	42,44	225.993	40
Cardo	65,88	350.811	60

Se demuestra por tanto, que para el año 2010, la opción de co-gasificar cardo y la mezcla de carbón y coque habría sido posible.

Por otro lado, hay que tener en cuenta que el caudal másico de cardo depende de la potencia térmica necesaria a cubrir

$$\dot{m}_{cardo} = -\frac{1}{3}Q_{total} + 168$$

y que cuanto mayor sea esta, menor será la posibilidad de co-gasificar en estas condiciones. La potencia máxima que se podría cubrir mediante gasificación sin tener que realizar reformas en los sistemas de alimentación sería de 504 MW.

Por tanto, **la co-gasificación con cardo con la planta a pleno rendimiento no sería posible.**

7.4.3 Gasificación de cardo con apoyo de gas natural

Otra posible alternativa trataría de gasificar solo cardo, y apoyar con gas natural para lograr la potencia térmica requerida por la planta cuando esta trabajase a pleno rendimiento.

Si se gasificaran 2.600 Tn/día de cardo, se obtendrían 421,29 MW térmicos, por tanto, en 2010 se hubieran necesitado $110.592 \frac{Nm^3}{día}$ para poder llegar a cubrir la potencia media neta en 2010 ó $267.054 \frac{Nm^3}{día}$ para cubrir la potencia, si la planta operase a pleno rendimiento.

Año 2010:

$$Q_{\max \text{ cardo}} = \dot{m}_{\text{cardo}} \cdot GY_{\text{cardo}} \cdot PCI_{\text{cardo Syngas}}$$

$$Q_{\max \text{ cardo}} = 421,28 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{necesario}} = 471,00 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{gas natural}} = Q_{\text{necesario}} - Q_{\max \text{ cardo}} = 49,72 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{gas natural}} = q_{\text{gas natural}} \cdot PCI_{\text{gas natural}}$$

$$q_{\text{gas natural}} = 1,28 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} = 110592 \frac{\text{Nm}^3}{\text{día}}$$

Planta a pleno rendimiento:

$$Q_{\max \text{ cardo}} = \dot{m}_{\text{cardo}} \cdot GY_{\text{cardo}} \cdot PCI_{\text{cardo Syngas}}$$

$$Q_{\max \text{ cardo}} = 421,28 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{necesario}} = 541,3 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{gas natural}} = Q_{\text{necesario}} - Q_{\max \text{ cardo}} = 120,02 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{gas natural}} = q_{\text{gas natural}} \cdot PCI_{\text{gas natural}}$$

$$q_{\text{gas natural}} = 3,09 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} = 267054 \frac{\text{Nm}^3}{\text{día}}$$

Donde, $PCI_{\text{gas natural}} = 38,83 \text{ MJ/Nm}^3$

8 ANÁLISIS ECONÓMICO

8.1 Sustitución de la mezcla de combustible por cardo

Se va a analizar lo que hubiera supuesto la sustitución de la mezcla de combustible por cardo, atendiendo al coste de combustible, al coste de emisiones, y al precio de la electricidad.

Si en 2010 la planta hubiera funcionado solo con cardo, hubiera supuesto un ahorro en coste de emisiones pero, sin embargo, también se hubieran reducido los beneficios, ya que la producción de electricidad se vería reducida.

Se va a comparar el beneficio obtenido en 2010 con los datos reales, con el beneficio que se hubiera obtenido si se hubiera gasificado solo cardo. Para el cálculo del beneficio solo se ha tenido en cuenta los ingresos de la venta de energía y los costes derivados del combustible y

Análisis de Gasificación de la Central de Puerto Llano

de las emisiones. Al no haberse encontrado referencia de precios, se ha optado por realizar un análisis en función de un rango de posibles precios ficticios.

En las siguientes tablas, a modo de referencia, se muestra el precio medio en los últimos cuatro años de distintas biomásas, incluyendo el transporte desde una distancia de 200 km e IVA, el precio de adquisición del combustible en la central, y el coste de la emisión de CO₂, en *European Allowances Units* (EAU)

Tabla 23: Precios de media en los últimos cuatro años de diversas biomásas

Biomasa	Precio (€/Tn)
Hueso de aceituna	164,22
Astilla de madera	108,97
Cascaras de frutos	75,98

Tabla 24: Precios de adquisición de combustible en la central

Combustible	Precio 2010 (€/Tn)	Precio 2011 (€/Tn)	Precio 2012 (€/Tn)	Precio 2013 (€/Tn)	Precio 2014 (€/Tn)	Media (€/Tn)
Carbón	37,7	50,18	52,86	52,55	50,97	48,852
Coque de petróleo	69,1	88,66	64,27	56,66	71,96	70,13
Mezcla al 50%	53,4	69,42	58,565	54,605	61,465	59,491

Teniendo en cuenta el rango de precios de la biomasa, el carbón, y el coque, se ha escogido un rango de precios que va desde los 30 €/Tn hasta los 300 €/Tn.

Tabla 25: Coste de la emisión de CO₂

	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	Media
EUA Coste emisión CO ₂ (€/Tn CO ₂)	14,32	12,89	7,33	4,45	5,96	7,68	5,35	8,28

La central obtuvo unos ingresos por venta de energía de unos 67 millones de euros, por lo que el precio de venta fue de 0,046 €/kWh.

La fórmula que se ha empleado para calcular el beneficio es la siguiente:

$$B_{2010} = W_{2010} \cdot \text{precio de venta 2010} - \text{Coste total 2010}$$

$$B_{2010} = 20,96 \text{ millones de } \text{€}$$

$$B_{\text{cardo}} = W_{\text{cardo}} \cdot \text{precio de venta 2010} - \text{Coste total cardo}$$

Donde:

$$\text{Coste total} = \text{Coste combustible} * \text{masa combustible} + \text{Coste emisiones} * \text{masa } CO_2$$

En el caso de haber gasificado solo cardo no se tendría coste de emisiones, y su coste sería la masa de cardo (576.825,3 toneladas) multiplicada por su coste. El coste de las emisiones en 2010 fue de 13,4 millones de euros, y el coste del combustible de 31,5 millones. La potencia media generada en 2010 fue de 1.218,8 GWh (W_{2010}) y la potencia máxima que podría alcanzar gasificando solo cardo es de 177,6 MW (W_{cardo}) y por tanto su producción hubiera sido de 945,7 GWh.

Tabla 26: Beneficio de gasificación solo con cardo según precio de adquisición

<i>Beneficio cardo en millones de €</i>	<i>Coste cardo (€/Tn)</i>
26,19	30
8,89	60
-8,41	90
-25,71	120
-43,02	150
-60,32	180
-77,63	210
-94,93	240
-112,23	270
-129,54	300

Como se puede comprobar en la tabla, la sustitución de cardo por la mezcla de combustible en su totalidad, solo tendría sentido si el precio del cardo fuera inferior a 30 €/Tn.

8.2 Co-gasificación

Se va estudiar el impacto que hubiera tenido la co-gasificación en el año 2010, atendiendo únicamente al coste del combustible y de las emisiones de CO₂. La gasificación del 60% del total del combustible empleado, se vería reflejado en una disminución proporcional de las emisiones de CO₂, lo que implica una reducción del coste por las emisiones de este gas de efecto invernadero.

En 2010 se emitieron 768 toneladas de CO₂ por GWh, lo que implica que para un consumo de combustible de 529.756,8 toneladas se generaron 936.660,4 toneladas de CO₂. En el caso de haber co-gasificado con cardo, el carbón consumido hubiera sido de 225.993 toneladas, y las emisiones de CO₂ derivadas del combustible fósil habrían disminuido a 409.047,33 toneladas, un 56,3% menos. El precio de emisión de una tonelada de CO₂ en el año 2010 fue de 14,32 €. El ahorro se situaría en 7,56 millones de Euros. Por otro lado, se suman los costes correspondientes al cardo, que al igual que en el caso anterior, no están determinados, por lo que se han realizado los cálculos en función de este.

Para el cálculo del coste debido a las emisiones y combustible total se emplea la siguiente formula:

$$\text{Coste total} = \text{Coste combustible} * \text{masa combustible} + \text{Coste emisiones} * \text{masa CO}_2$$

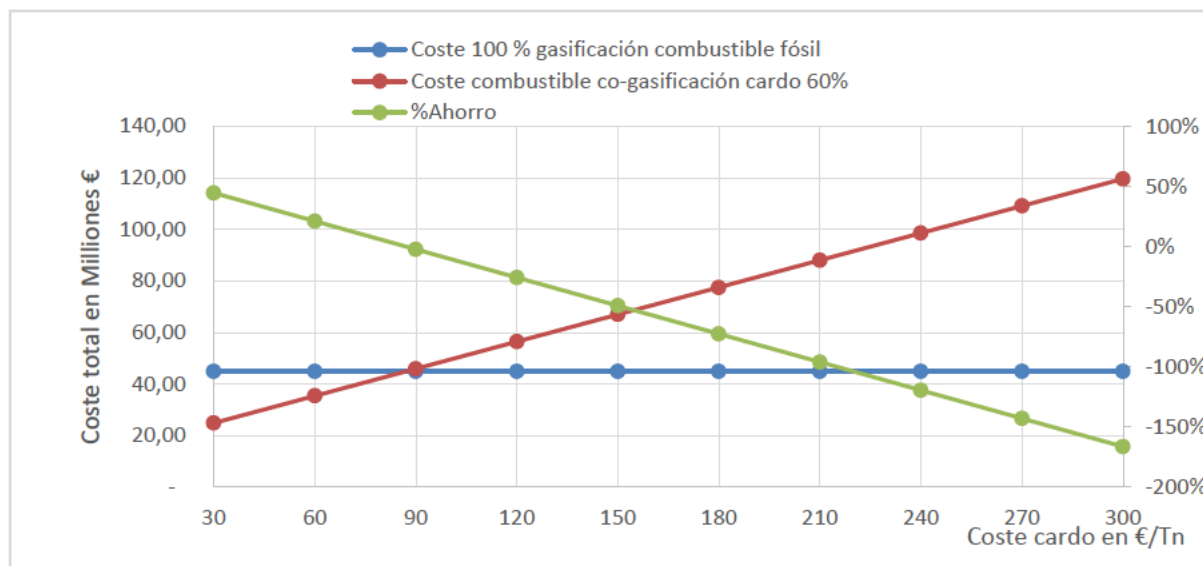


Figura 55: Coste total

En la siguiente gráfica se aprecia que el ahorro que se hubiera podido obtener en 2010, basado en distintos supuestos de precios para la biomasa, podría haber sido considerable. El

empleo del cardo, solo sería rentable si su precio fuera inferior a 90 €/Tn. Otro factor a tener en cuenta, por su influencia y volatilidad, es el precio de las emisiones de CO₂. El precio de emisión en 2010 fue de 14,32 €/Tn. Pero dada que su fluctuación es alta a lo largo de los años, conviene analizar su repercusión en el coste final.

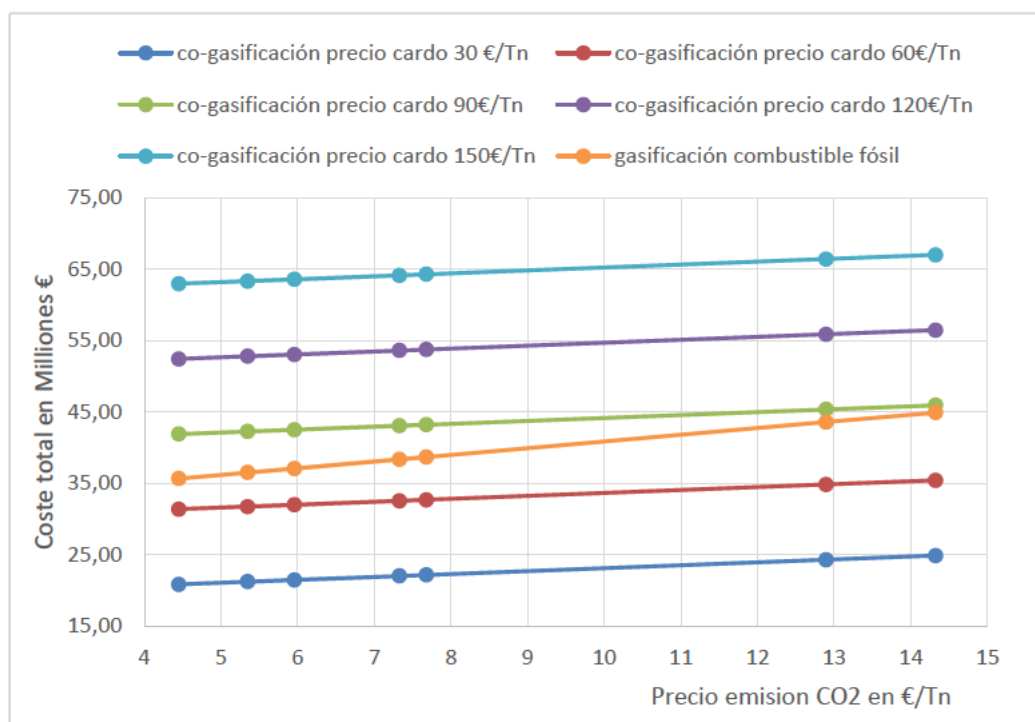


Figura 56: Coste total en función del precio de la biomasa

Cabe destacar, que los costes derivados de otras emisiones como SO_x o NO_x, no se tienen en cuenta, pues la cantidad emitida no varía significativamente según las referencias encontradas, además de que su cálculo es más complejo y se necesitarían ensayos específicos para medirlos.

8.3 Gasificación de Cardo con apoyo de gas natural

Año 2010

La tasa de emisión de CO₂ derivado del gas natural es de 428 Tn/GWh. El precio de adquisición del gas natural es de 0,029 €/Nm³. La potencia generada debida al gas natural sería de 592,67 GWh y por tanto, las emisiones derivadas de este combustible se situarían en 253.663,83 Tn. Las toneladas de cardo necesario son de 576.825,3 y las emisiones derivadas de su gasificación no tendrían coste.

De igual forma que en el caso anterior, se van a comparar los costes de emplear cardo y gas natural frente a la gasificación con los combustibles fósiles en función del precio del cardo.

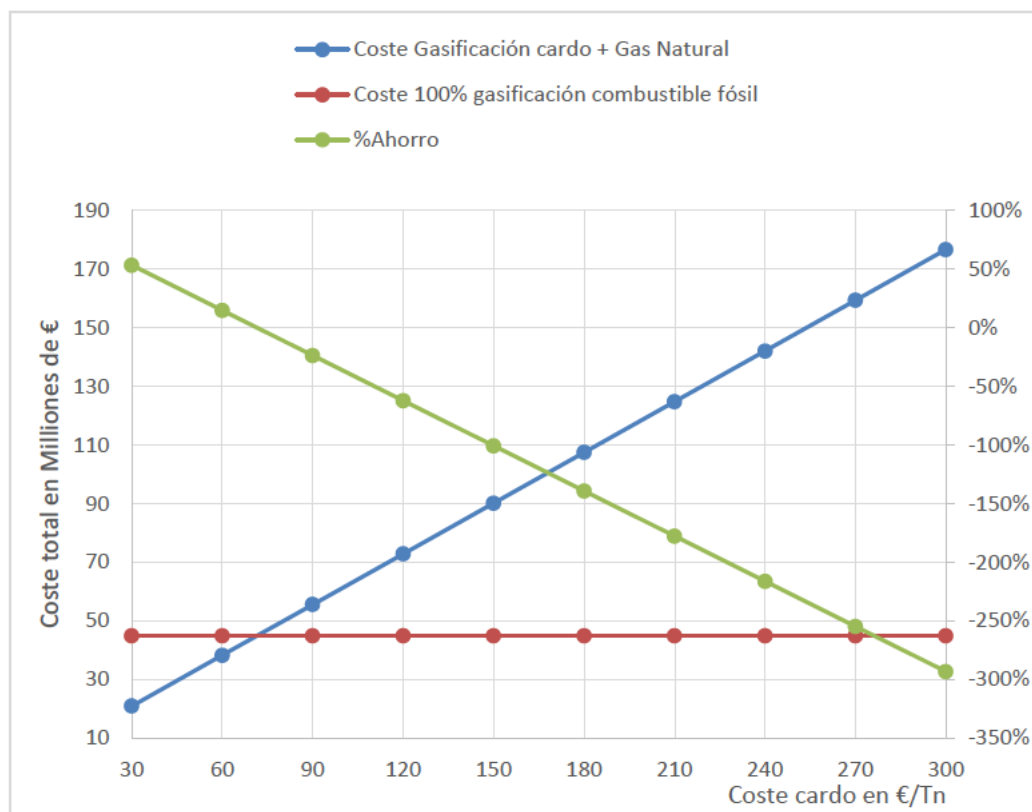


Figura 57: Análisis de coste 2010

A pleno rendimiento

Si la planta funcionara a pleno rendimiento, su potencia total generada sería de 282,7 MW y las horas de funcionamiento en un año natural serían de 8.760 horas, por lo que la producción de energía sería de 2.476,5 GWh, de los cuales, 920,7 GWh son generados gracias al aporte del gas natural. Las emisiones de CO₂ derivadas de este combustible se situarían en 394.049,3 toneladas. El coste promedio en los últimos años de la Tn de CO₂ ha sido de 8,2 €.

El consumo de gas natural se vería incrementado en un 240%.

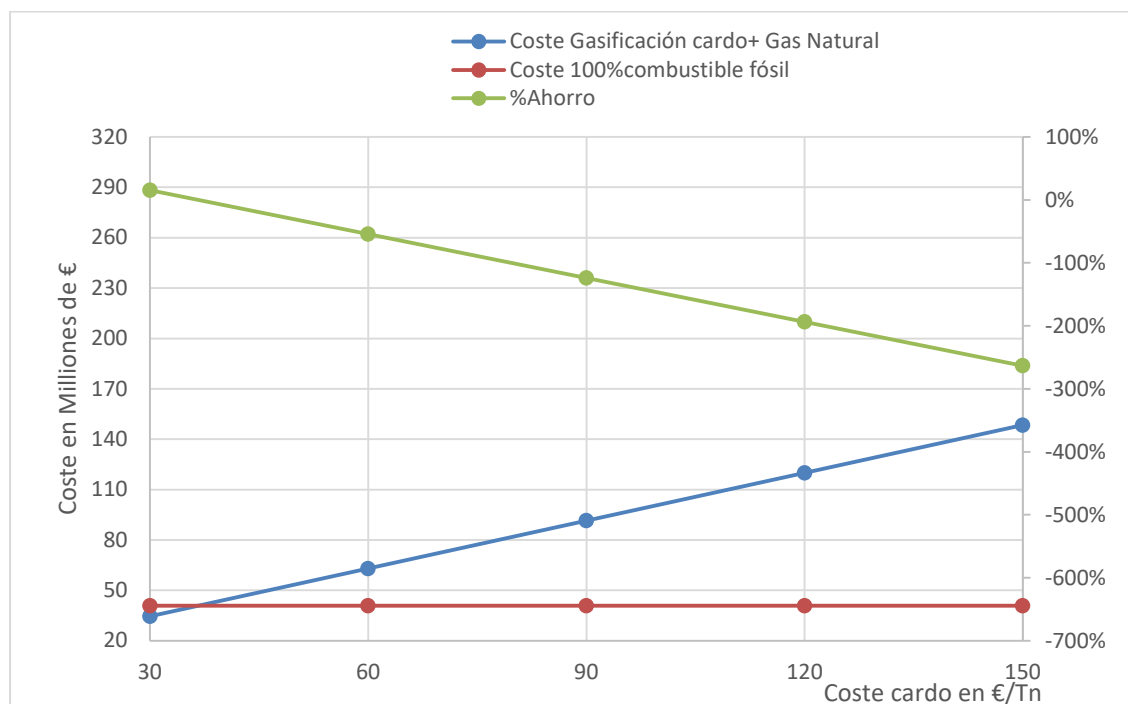


Figura 58: Análisis de coste a pleno rendimiento

8.4 Conclusiones

La sustitución de cardo por el empleo de la mezcla de combustible de carbón y coque de petróleo es inviable.

El cardo necesario para cubrir la potencia generada con combustible fósil requiere un caudal másico de cardo no asumible por el gasificador. Por otro lado, se podría usar solo cardo, pero la potencia de la planta se vería reducida en un 48%, además de que solo sería rentable si el precio del cardo fuera inferior a 30 €/Tn, precio que sería equiparable al del carbón y por tanto muy poco probable que se adquiriera por ese valor.

La co-gasificación de cardo, carbón y coque de petróleo es una opción viable.

Se podría co-gasificar hasta un 60% del total de combustible y se obtendrían beneficios económicos, siempre y cuando el precio del cardo se situase por debajo de los 90 €/Tn. Esta opción es viable económicamente, además de que según los estudios realizados por la propia central, se puede gasificar biomasa hasta en un 70% sin tener consecuencias en las instalaciones actuales.

La gasificación de cardo con apoyo de gas natural podría ser viable económicamente.

Para ello, el precio del cardo debería estar por debajo de los 70 €/Tn. Además, el hecho de sustituir más del 70% del combustible podría conllevar algún impacto en los sistemas de limpieza, requiriendo cambios en las instalaciones.

9 MARCO REGULATORIO

A continuación se mencionan las leyes que aplican al estudio realizado.

9.1 Legislación comunitaria

Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 27 de septiembre de 2001

Su objetivo es fomentar el uso de fuentes renovables en la producción de energía, con el fin de:

Reducir el consumo de energía primaria en un 20%

Reducir las emisiones de gases de efecto invernadero en otro 20%

Conseguir que la presencia de energías renovables sea de un 20% en el año 2020

A tal efecto, los Estados miembros establecerán planes de acción para que en 2020 permitan cumplir la cuota de energía procedente de fuentes renovables. Para cumplir con esta normativa España, ha desarrollado el Plan de Energías Renovables (PER) 2011-2020

Esta directiva ha sido modificada en algunos de sus artículos por la siguiente norma:

Directiva (UE) 2015/1513 del Parlamento Europeo y del Consejo de 9 de septiembre de 2015

Directiva 2003/30/CE del Parlamento Europeo y del Consejo

Trata sobre el fomento del uso de biocarburantes u otros combustibles renovables en el transporte. Se establece que al menos un 5,75% total de carburantes en cada estado miembro deberán ser biocarburantes de carácter renovable tales como bioetanol, biodiesel, biogás, biometanol y bioaceite. Posteriormente fue modificada por la siguiente norma:

Directiva 2009/30/CE

Trata sobre las emisiones emitidas por el uso de carburantes y biocarburantes. Expone que el aumento de su demanda a nivel mundial, y los incentivos previstos para su uso, no deben

causar la destrucción de suelos ricos en biodiversidad. Es decir, anima al uso sostenible y responsable de biocarburantes con el fin de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

9.2 Legislación nacional

Real Decreto 661/2007

Regula la actividad de producción de energía eléctrica en régimen especial. Es la legislación más importante relativa a la producción de energía eléctrica a través de fuentes renovables.

Real Decreto 616/2007

Fomenta el uso de la cogeneración, favoreciendo el empleo de la biomasa en tales procesos.

9.3 Plan de Energías Renovables (PER) 2011-2020

Este plan se desarrolla como consecuencia de la Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo que, como ya se expuso anteriormente, fija unos objetivos generales a conseguir por cada Estado miembro para el año 2020.

El PER 2011-2020, recoge una serie de medidas cuyo fin es cumplir con los requerimientos europeos para el 2020.

En la siguiente tabla se muestra un resumen de la legislación citada.

Tabla 27: Resumen del marco regulatorio sobre la biomasa

Unión Europea. Directiva 2009/28/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de abril de 2009, http://europa.eu/legislation_summaries/energy/renewable_energy/en0009_es.htm
Directiva (UE) 2015/1513 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 9 de septiembre de 2015, por la que se modifican la Directiva 98/70/CE, y la Directiva 2009/28/CE, http://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/?uri=celex:32015L1513
IDAE, Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía - PER 2011-2020 8/30/2011. http://www.idae.es
Unión Europea. Directiva 2009/30/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de abril de 2009, http://eu.vlex.com/vid/gasolina-gasoleo-controlar-invernadero-58396392
Unión Europea. Directiva 2003/30/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 8 de mayo de 2003, http://europa.eu/legislation_summaries/energy/renewable_energy/l21061_es.htm (Accedido Mayo 2013)
España. Real Decreto 661/2007, de 25 de mayo, por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica en régimen especial. Boletín Oficial del Estado, núm. 126 de 26 de mayo de 2007, páginas 22846 a 22886

España. Real Decreto 616/2007, de 11 de mayo, sobre fomento de la cogeneración. Boletín Oficial del Estado, núm. 114 de 12 de mayo de 2007, páginas 20605 a 20609

10 ANÁLISIS SOCIO-ECONÓMICO

10.1 Impacto Socio-Económico

El primer impacto sería sobre el cierre de la propia central. La sustitución del combustible por cardo podría haber producido ciertos beneficios. En el caso de haber co-gasificado (la opción más viable de las tres estudiadas) con un precio del cardo de 60 €/Tn, la empresa podría haber incrementado sus beneficios en un 21%, lo que podría haber conllevado a no tener que cerrar la central.

Un segundo impacto sería sobre el sector agrario. Con el análisis realizado en este trabajo, se podría estimar un precio competitivo para el cardo, y si se optara por aplicar las medidas propuestas, sería necesario el cultivo de esta biomasa a gran escala. Esto conllevaría nuevos puestos de trabajo en el sector agrario.

Un tercer impacto sería sobre el medio ambiente. Al demostrar la viabilidad de usar la biomasa en centrales de gran tamaño, se contribuiría a disminuir la emisión de CO₂, pues se asume que para la biomasa, el ciclo final de producción de este gas es cero, ya que se compensan el CO₂ emitido con el previamente consumido.

Finalmente, un impacto negativo podría ser la dedicación de terrenos fértiles para el cultivo de la biomasa. Podría darse el caso de sustituir el cultivo de productos alimenticios por biomasa a gran escala. Esto podría tener un impacto negativo sobre la producción y el precio de alimentos básicos.

10.2 Presupuesto del proyecto

Se han empleado 576 horas en realizar este estudio típico de consultoría. En este estudio se ha implicado principalmente una persona con formación media, donde su hora de trabajo tiene un coste estimado de 10 Euros, a ellos hay que sumarle las 5 horas implicadas por el tutor en la supervisión del trabajo, que tienen un coste de 150 €/por hora. En estos precios se incluyen todos los recursos empleados. El coste total asciende a 6.510 €. A continuación se muestra un diagrama con los plazos de la planificación del proyecto:

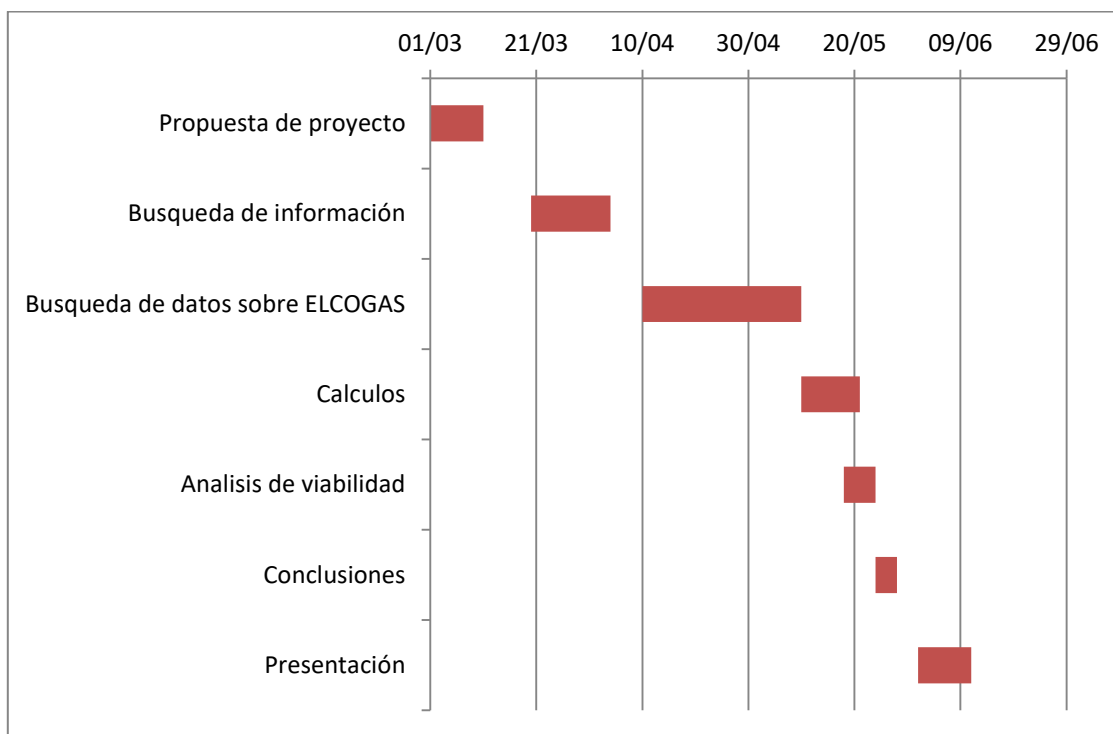


Figura 59: Planificación del proyecto

11 CONCLUSIONES

En julio de 2014, los propietarios de la central termoeléctrica de gasificación integrada en ciclo combinado de ELCOGAS, en Puertollano, solicitaron el cierre de la planta apelando a los cambios regulatorios acerca de la retribución al uso de carbón nacional en plantas de generación eléctrica, que podrían afectar a la viabilidad futura de la instalación, además de por las pérdidas acumuladas. Más de año y medio después, la desconexión se hizo efectiva.

Tal y como estaba planteada, el cierre de la central era inevitable. A pesar de haber sido una de las plantas de producción de energía más punteras en tecnología de toda Europa, no lo era en costes. El coste era mucho más alto que el de otras plantas equivalentes. Como planta que quemaba coque de petróleo, carbón y gas natural, era una planta de generación de electricidad con hidrocarburos como cualquier otra térmica de gas o cualquier otra térmica de carbón. Por tanto, no era susceptible de recepción de ayudas para seguir operando. Para que recibiera ayudas, necesitaba transformarse en una planta que utilizase biomasa, porque solo se autorizan ayudas del Estado para renovables o tratamiento de residuos.

Como se ha demostrado en este trabajo, cualquier solución legal y económicamente viable, habría pasado por la transformación de la planta para el uso de biomasa híbrida con térmica.

12 REFERENCIAS Y BIBLIOGRAFÍA

- Acuerdo del Consejo de Ministros de 11 de noviembre de 2011. (2011). *IDAE*. Obtenido de Plan de Energías Renovables (PER) 2011-2020: www.idae.es/tecnologias/energias-renovables/plan-de-energias-renovables-2011-2020
- Anderson, R. (2014). *BBC*. Obtenido de Gasificación del carbón: ¿la energía limpia del futuro?: www.bbc.com/mundo/noticias/2014/04/140415_economia_carbon_energia_limpia_aa
- ASABE Annual Meeting. (s.f.). *ResearchGate*. Obtenido de A review on biomass classification and composition, co-firing issues and pretreatment methods: www.researchgate.net/publication/236898178_A_review_on_biomass_classification_and_composition_co-firing_issues_and_pretreatment_methods
- Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis*. Oxford: Elsevier Inc.
- BESEL, S.A. (2007). *Biomasa: Gasificación*. Madrid.
- Brar, J., Singh, K., Wnag, & Kumar, S. (2011). *Hindawi*. Obtenido de Cogasification of Coal and Biomass: A Review: www.hindawi.com/journals/ijfr/2012/363058/
- Calle Cabrera, M. (2011). *Diseño de un Absorbedor para Eliminación de Ácido Sulfúrico de una Corriente Gaseosa Procedente de la Torre de Vacío de la Refinería Gibraltar-San Roque*. Universidad de Cadiz.
- Casero, P., Coca, P., García-Peña, F., & Hervás, H. (s.f.). Case Study: ELCOGAS Puertollano IGCC power plant, Spain. Puertollano, Ciudad Real: ELCOGAS.
- Chase, D. (s.f.). *Combined-Cycle Development Evolution and Future*. GE Power Systems.
- Colomo Ugarte, J. (2015). *El Porvenir del Sistema Energético Mundial*. Obtenido de http://www.javiercolomo.com/index_archivos/Energ.htm
- Couto, N. (2013). *Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas*. Obtenido de www.sciencedirect.com
- ELCOGAS. (s.f.). Obtenido de www.elcogas.es/es/quienes-somos/historia/proyecto
- ELCOGAS. (2010). *Informe Anual 2010*.
- ELCOGAS. (2010). *Memoria de Sostenibilidad 2010*. ELCOGAS.

- ELCOGAS. (2014). *Planta GICC de ELCOGAS: Tecnología para el uso limpio del carbón. Experiencia y Futuro*. ELCOGAS.
- Estrada, C. A., & Zapata Meneses, A. (2004). Gasificación de Biomasa para Producción de Combustibles de Bajo Poder Calorífico y su Utilización en Generación de Potencia y Calor. Universidad Tecnológica de Pereira.
- Fischer-Trpsch Archive. (s.f.). Obtenido de Dry biomass feed system: www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/40904/40904-fr/5%20-%2077%20-%20%2086,%20%2040904-fr,%204.29.pdf
- García Peña, F. (2013). *La gasificación a gran escala: un uso más eficiente de los combustibles fósiles*. ELCOGAS.
- García Peña, F. (2014). H2 production from Coal and Biomass Co-gasification. *EUROPEAN HYDROGEN ENERGY CONFERENCE 2014*. Sevilla.
- Higman, C. (2003). *Gasification*. Gulf Professional Publishing.
- Historia y Biografías. (s.f.). Obtenido de EL Carbón, Origen, Formación, Tipos y Extracción Hulla, Turba y Lignito: <http://historiaybiografias.com/carbon>
- Hodge, B. (2010). *Alternative Energy Systems & Applications*. Wiley.
- Hofbauer, H., Rauch, R., & Ripfel-Nitsche, K. (2007). *Gas Cleaning for Synthesis Applications*. Vienna: University of Technology.
- Marín Quemada, J., & San Martín González, E. (2011). *El futuro de los combustibles fósiles*. UNED.
- Martinez Lozano, S. (2009). *Evaluación de la Biomasa como Recurso Energético Renovable en Cataluña*. Universidad de Gerona.
- Martinez, J. D. (2005). *SlideShare*. Obtenido de Evaluación del rendimiento operacional de un gasificador de lecho fluidizado: <http://es.slideshare.net/MOSHERG/tesis-diseo-de-un-gasificador-de-lecho-fluidizado>
- Morehead, H. (2010). Siemens IGCC and Gasification Update. *Gasification Technologies Conference 2010*. Washington, DC: SIEMENS.
- Observatorio Tecnológico de la Energía. (2012). Mapa Tecnológico: Calor y Frío Renovables.

- Pereira Espasandín, D., & Guijarro Lomeña, A. (2009). Incidencia de los biocombustibles sobre el desarrollo humano. *Ingeniería Sin Fronteras*.
- Prieto Fernandez, I. (2006). Gasificación Integrada en Ciclo Combinado: GICC. Gijón: E.P.S de Ing. Industrial.
- Radtke, K. (2011). Global Update on Technology and Projects. *Gasification Technologies Conference*. ThyssenKrupp Uhde's PRENFLO® and HTW.
- Ramireddy, V. (2012). *An Overview of Combined Cycle Power Plant*. Obtenido de <http://electrical-engineering-portal.com/an-overview-of-combined-cycle-power-plant>
- REVISTA AMBIENTUM. (s.f.). Obtenido de www.ambientum.com/revistanueva/2005-06/elcogas_23jun.htm
- Royal Society of Chemistry. (2012). Obtenido de Gases from the Air: www.youtube.com/watch?v=vUybtRlaLLw
- Ruiz-Bermejo, J., & & Otros. (2013). Análisis de la Normativa Española sobre la Biomasa como Energía Primaria: Consecuencias de la Misma. *DYNA*.
- Sebastian Nogues, F. (2010). *Energía de la biomasa (vol. ii): Energías renovable*. PRENSAS UNIVERSITARIAS DE ZARAGOZA.
- Sección de Municipios con Plantas de Ciclo Combinado. (s.f.). Obtenido de www.seccionmunicipiosciclocombinado.es/ciclos-combinados-en-el-mundo
- Serrano, D., Kwapinska, M., Horvat, A., Sánchez-Delgado, S., & Leahy, J. (2015). *Cynara cardunculus L. gasification in a bubbling fluidized bed: The effect of magnesite and olivine on product gas, tar and gasification*. Obtenido de www.elsevier.com/locate/fuel
- Sofia, D., Coca Llano, P., & Giuliano, A. (2014). *elsevier*. Obtenido de Co-gasification of coal-petcoke and biomass in the Puertollano IGCC power plant: www.elsevier.com/locate/cherd
- Sofia, D., Coca Llano, P., Giuliano, A., Iborra Hernández, M., García Peña, F., & Barletta, D. (2013). *ICHEME*. Obtenido de Co-gasification of coal–petcoke and biomass in the Puertollano IGCC power plant: [www.cherd.ichemejournals.com/article/S0263-8762\(13\)00510-8/abstract](http://www.cherd.ichemejournals.com/article/S0263-8762(13)00510-8/abstract)

Textos Científicos. (s.f.). Obtenido de La combustión del carbón:

www.textoscientificos.com/energia/combustibles/combustion-carbon

Trebiño Coca, M. (s.f.). *Tecnología de gasificación integrada en ciclo combinado GICC*. (S. ELCOGAS, Ed.)

U. S. Department of Energy, National Energy Technology. (s.f.). *Laboratory's Gasification Plant Databases*. Obtenido de www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases

U. S. Department of Energy, National Energy Technology. (s.f.). *Systems and Industry Analyses Studies*. Obtenido de www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasification-plant-databases

13 NOTAS

-
- 1 El **método Kjeldahl**, en química analítica, es un proceso para determinar el contenido en nitrógeno de una sustancia química y se engloba en la categoría de medios por digestión húmeda. Se usa comúnmente para estimar el contenido de proteínas de los alimentos. Fue desarrollado por el danés Johan Kjeldahl en 1883
 - 2 El **método Eschka**, que consiste en la combustión del carbón juntamente con la mezcla de dos partes en peso de magnesía calcinada y una parte de carbonato sódico anhidro. Los sulfuros se oxidan a sulfatos que se precipitan como sulfato de bario
 - 3 El **proceso Fischer-Tropsch** es un proceso químico para la producción de hidrocarburos líquidos (gasolina, keroseno, gasoil y lubricantes) a partir de gas de síntesis (CO y H_2). Fue inventado por los alemanes Franz Fischer y Hans Tropsch en 1925.